

ATI SISTEMAS
UNIVERSIDADE DE SANTIAGO DE COMPOSTELA



ESCOLA TÉCNICA SUPERIOR DE ENXEÑARÍA
TRABAJO DE FIN DE MÁSTER EN INGENIERÍA QUÍMICA Y
BIOPROCESOS

**DISEÑO DE UNA PLANTA PILOTO DE PIRÓLISIS
RÁPIDA PARA LA OBTENCIÓN DE BIO-ÓLEO A PARTIR DE
BIOMASA LIGNOCELULÓSICA**

Saúl Domínguez Negreira
Febrero de 2017

ÍNDICE GENERAL DEL PROYECTO

Documento I

- Memoria

Documento II

- Presupuesto

Documento III

- Pliego de condiciones

Documento IV

- Plano 1: PFD, Diagrama de flujo
- Plano 2: P&ID, Diagrama de tuberías e instrumentación

Documento V

- Seguridad, salud y protección medioambiental

DESCRIPCIÓN:

DOCUMENTO I: MEMORIA

Elaborado por:

Saúl Domínguez Negreira

Empresa / Organismo:

Universidade de Santiago de Compostela,
Máster en Enxeñaría Química e Bioprocesos

Instalación:

Escola Técnica Superior de Enxeñaría

Localización:

Rúa Lope Gómez de Marzoa s/n, Santiago de
Compostela, Código Postal 15782, A Coruña

Revisión:	Fecha:	Descripción de la revisión:
0	05.01.2017	Edición inicial, borrador
1	27.01.2017	Edición final

ÍNDICE

1. Introducción	6
2. Objetivo	7
3. Emplazamiento	8
4. Peticionario.....	9
5. Reglamentación aplicable.....	10
5.1.- Reglamentación estatal.....	10
5.2.- Reglamentación autonómica	12
6. Descripción del proceso	14
6.1.- La materia prima, biomasa lignocelulósica	14
6.1.1.- La biomasa lignocelulósica como recurso	14
6.1.2.- Química de la biomasa lignocelulósica	16
6.2.- Físicoquímica de la pirólisis rápida	17
6.2.1.- Descripción	17
6.2.2.- Variables que influyen en la pirólisis rápida.....	20
6.2.3.- Análisis cinético de la pirólisis rápida	26
6.3.- El producto, bio-óleo.....	40
6.3.1.- Naturaleza química	40
6.3.2.- Estabilidad del bioaceite.....	40
6.3.3.- Vaporización del bioaceite	41
6.3.4.- Medio ambiente y salud	42
6.4.- Modelado de las composiciones	42
6.4.1.- Gases permanentes	42
6.4.2.- Vapores condensables, tars.....	43
6.5.- Diseño propuesto.....	44
6.5.1.- Descripción del proceso.	44
6.5.2.- Entradas.....	45
6.5.3.- Salidas	46
6.5.4.- Utilidades	47
7. Tabla de corrientes	48



8. Descripción de los equipos.....	50
8.1.- Reactor de pirólisis R-101	50
8.1.1.- Descripción	50
8.1.2.- Hojas de diseño	51
8.2.- Separador S-101	55
8.2.1.- Descripción	55
8.2.2. Hoja de diseño	56
8.3.- Condensador parcial E-101	58
8.3.1.- Descripción	58
8.3.2. Hojas de diseño	58
8.4.- Quench E-102	62
8.4.1.- Descripción	62
8.4.2.- Hojas de diseño	62
8.5.- Intercambiador E-103 y bomba P-101	65
8.5.1.- Descripción	65
8.5.2.- Hojas de diseño	65
8.6.- Intercambiador E-104	70
8.6.1.- Descripción	70
8.6.2.- Hojas de diseño	70
8.7.- Compresor C-101	74
8.7.1.- Descripción	74
8.7.2.- Hoja de diseño	74
8.8.- Compresor C-102	76
8.8.1.- Descripción	76
8.8.2.- Hoja de diseño	76
8.9.- Horno F-101	78
8.9.1.- Descripción	78
8.9.2.- Hoja de diseño	78
8.10.- Tuberías de proceso.....	80
8.10.1.- Descripción.....	80
8.10.2.- Hojas de diseño	80



9. Memoria de cálculo	95
9.1.- Base de cálculo y alimentación de la materia prima	95
9.2.- Reactor de pirólisis R-101	95
9.2.1.- Balances de materia y energía	95
9.2.2.- Dimensionado para la fluidización	99
9.2.3. Diseño mecánico.....	105
9.3.- Separador S-101	107
9.4.- Intercambiadores de calor E-101, Q-101, E-102 y E-103.....	115
9.4.1.- Metodología de cálculo para carcasa y tubos	115
9.4.2.- Metodología de cálculo para quench.....	127
9.4.3.- Diseño mecánico.....	128
9.4.4.- Condensador E-101	130
9.4.5.- Quench E-102	132
9.4.6.- Intercambiador de calor E-103.....	134
9.4.7.- Intercambiador de calor E-104.....	136
9.5.- Compresores C-101 y C-102	138
9.5.1.- Compresor C-101	138
9.5.2.- Compresor C-102	140
9.6.- Horno F-101	140
9.7.- Líneas de proceso	141
10. Instrumentación y control	145
10.1.- Consideraciones generales.....	145
10.1.1.- Válvulas de control	145
10.1.2.- Transmisores	145
10.1.3.- Controladores, PLC industrial.....	145
10.1.4- Equipos paquete.....	146
10.1.5.- Código de símbolos	146
10.2.- Estrategias de control	146
10.2.1.- Control de la presión de alimentación a R-101	146
10.2.2.- Control de la temperatura de operación en R-101.....	147
10.2.3.- Control de la presión de operación en R-101.	147

10.2.4.- Control de la temperatura de salida del fluido de proceso en E-101	148
10.2.5.- Control de la temperatura de salida del fluido de proceso en E-102	148
10.2.6.- Control de temperatura de condensado de E-102 en E-103	149
10.2.7.- Control de temperatura de salida de fluido de proceso en E-104.....	149
10.2.8.- Control de quema de gases de pirólisis en F-101.....	150
10.2.9.- Control de temperatura de salida de fluido de proceso en F-101.....	150
10.2.10.- Control de la relación aire/fuel en F-101	150
10.2.11.- Monitorización	151
11. Bibliografía	152

1. Introducción

La gran disponibilidad de biomasa a nivel global, junto con la necesidad de los estados europeos de reducir su dependencia de fuentes de energía externas a sus fronteras, hace que la conversión de la materia vegetal se vuelva cada día más atractiva para la producción de sucedáneos de los hidrocarburos.

En este contexto, a finales de los años 80, surgió de la mano de Unión Fenosa una iniciativa para llevar a escala semi-industrial la producción de bioaceite con la construcción de una planta piloto de pirólisis rápida en sus instalaciones de Meirama (A Coruña), introduciendo así esta tecnología en Galicia. Para este proyecto, la empresa contaba con la colaboración de la Universidad de Santiago de Compostela, la Universidad Politécnica de Madrid y la empresa ATI Sistemas junto con otros organismos de carácter internacional en los que hay que destacar a la Universidad de Waterloo, la cual proporcionó el proceso a nivel de planta piloto (Waterloo Flash Pyrolysis Process).

Sin embargo, años después, este proyecto fue paralizado por cambios en la estrategia de la empresa y los resultados poco satisfactorios obtenidos. La principal causa de que esto sucediese fue en gran medida el desconocimiento que se tenía en aquella época tanto de la fisicoquímica de la pirólisis rápida como de la propia química del bioaceite. No se sabía por qué el producto atascaba con facilidad las líneas de proceso y dañaba mucho los equipos mientras que su envejecimiento durante el almacenamiento era extremadamente rápido.

Aún con todo esto, en los años que han pasado desde entonces, se ha seguido investigando en este tipo de tratamiento térmico de la biomasa y los hallazgos científicos han echado luz sobre muchas de las incógnitas que impedían entender con detalle esta tecnología.

A día de hoy, la pirólisis rápida recupera el interés perdido en Galicia no solo por el mejorado conocimiento actual sobre esta, sino también porque se considera un proceso rentable a escalas pequeñas (en contraposición a la gasificación, la cual necesita plantas enormes para alcanzar la rentabilidad), un factor clave para el entorno rural gallego.

2. Objetivo

El objetivo principal de este proyecto es el **Diseño de una Planta Piloto de Pirólisis Rápida para la Obtención de Bio-óleo a partir de Biomasa Lignocelulósica** a nivel de ingeniería conceptual-básica. La capacidad de producción para el diseño es de 200 kg/h de biomasa seca.

Se analizará en detalle el producto y el proceso para evitar problemas de operación y obtener un producto de calidad elevada. Para esto se aplicarán los conocimientos (actualizados) adquiridos en el “Grao en Enxeñaría Química” y el “Máster en Enxeñaría Química e Bioprocesos” de la Universidad de Santiago de Compostela, incorporando el conocimiento actual sobre la pirólisis rápida, el bioaceite y el proceso en general (a través de la consulta bibliográfica) y utilizando nuevos recursos (en especial las hojas de cálculo y los simuladores de proceso).

3. Emplazamiento

La previsión inicial es instalar la planta piloto en el las instalaciones de la central térmica de Meirama en el municipio de Cerceda.

Puesto que se trata de una planta piloto y el diseño es hipotético no se contempla la realización de ningún plano de emplazamiento ni implantación de la planta, al menos en esta fase de ingeniería conceptual y básica.

4. Peticionario

El peticionario de este proyecto de diseño es Dña. Isabel Vidal Tato, profesora de la Universidad de Santiago de Compostela e investigadora en el Grupo de Ecoeficiencia del Departamento de Ingeniería Química con despacho en la “Escola Técnica Superior de Enxeñaría” ubicada en Rúa Lope Gómez de Marzoa s/n, Santiago de Compostela, Código Postal 15782, A Coruña.

5. Reglamentación aplicable

5.1.- Reglamentación estatal

Directivas:

- Directiva 2008/50/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, del 21 de mayo del 2008, relativa a la calidad del aire ambiente y a una atmósfera más limpia en Europa.
- Directiva (UE) 2015/1480 de la Comisión, de 28 de agosto de 2015, por la que se modifican varios anexos de las Directivas 2004/107/CE y 2008/50/CE del Parlamento Europeo y del Consejo en los que se establecen las normas relativas a los métodos de referencia, la validación de datos y la ubicación de los puntos de muestreo para la evaluación de la calidad del aire ambiente.

Leyes:

- Ley 31/1995, de 8 de noviembre, de prevención de Riesgos Laborales. Actualización del 29/12/2014.
- Ley 37/2003, de 17 de noviembre, del Ruido. Actualización del 07/07/2011.
- Ley 54/2003, de 12 de diciembre, de reforma del marco normativo de la prevención de riesgos laborales.
- Ley 26/2007, de 23 de octubre, de Responsabilidad Medioambiental. Actualización del 22/09/2015.
- Ley 22/2011, del 28 de julio, de Residuos y suelos contaminados. Actualización del 12/05/2016.

Reales Decretos:

- Real Decreto 1942/1993, de 5 de noviembre, por el que se aprueba el Reglamento de instalaciones de protección contra incendios. Actualización del 22/05/2010.

- Real Decreto 39/1997, de 17 de enero, por el que se aprueba el Reglamento de los Servicios de Prevención. Actualización del 10/10/2015.
- Real Decreto 842/2002, de 2 de agosto, por el que se aprueba el Reglamento electrotécnico para baja tensión.
- Real Decreto 2267/2004, de 3 de diciembre, por el que se aprueba el Reglamento de seguridad contra incendios en los establecimientos industriales. Actualización del 22/05/2010.
- Real Decreto 9/2005, de 14 de enero, por el que se establece la relación de actividades potencialmente contaminantes del suelo y los criterios y estándares para la declaración de suelos contaminados.
- Real Decreto 919/2006, de 28 de julio, por el que se aprueba el Reglamento técnico de distribución y utilización de combustibles gaseosos y sus instrucciones técnicas complementarias ICG 01 a 11. Actualización del 31/10/2015.
- Real Decreto 2060/2008, de 12 de diciembre, por el que se aprueba el Reglamento de equipos a presión y sus instrucciones técnicas complementarias. Actualización del 15/10/2011.
- Real Decreto 560/2010, de 7 de mayo, por el que se modifican diversas normas reglamentarias en materia de seguridad industrial para adecuarlas a la Ley 17/2009, de 23 de noviembre, sobre el libre acceso a las actividades de servicios y su ejercicio, y a la Ley 25/2009, de 22 de diciembre, de modificación de diversas leyes para su adaptación a la Ley sobre el libre acceso a las actividades de servicios y su ejercicio.
- Real Decreto 102/2011, de 28 de enero, relativo a la mejora de la calidad del aire. Actualización del 25/08/2014.
- Real Decreto 678/2014, de 1 de agosto, por el que se modifica el Real Decreto 102/2011, de 28 de enero, relativo a la mejora de la calidad del aire.
- Real Decreto 187/2016, de 6 de mayo, por el que se regulan las exigencias de seguridad del material eléctrico destinado a ser utilizado en determinados límites de tensión.
- Real Decreto Legislativo 1/2016, de 16 de diciembre, por el que se aprueba el texto refundido de la Ley de prevención y control integrados de la contaminación.

Órdenes ministeriales:

- Orden de 6 de junio de 1989 por la que se desarrolla y complementa el Real Decreto 7/1988, de 8 de enero, relativo a las Exigencias de Seguridad del Material Eléctrico, destinado a ser utilizado en determinados límites de tensión.

5.2.- Reglamentación autonómica

Decretos:

- Resolución de 5 de septiembre de 1997, de la Dirección General de Industria, por la que se fijan los criterios técnicos para la aplicación de determinadas instrucciones técnicas complementarias del Reglamento electrotécnico de baja tensión.

Órdenes:

- Orden de 2 de febrero de 2005 por la que se modifican los modelos de impresos relativos al registro y puesta en servicio de las instalaciones eléctricas de baja tensión, en el ámbito de la Comunidad Autónoma de Galicia.
- Orden de 23 de julio de 2003 por la que se regula la aplicación en la Comunidad Autónoma de Galicia del Reglamento electrotécnico de baja tensión, aprobado por el Real decreto 842/2002, de 2 de agosto. Ordenanzas Municipales y de la Comunidad Autónoma de instalación del equipo.

5.3. - Códigos de diseño y normas

- D.I.N. (Alemán).
- U.N.E. (Español).
- A.S.M.E. (American Society of Mechanical Engineers).
- A.S.T.M. (American Standard Testing Measurement).
- T.E.M.A. (American Tubular Exchanger Manufacturers Association).
- ASME VIII. "Equipos a presión".
- DIN 24293. "Datos y construcción de bombas centrífugas".

- DIN 24295. “Bombas y unidades de bombeo de líquidos. Métodos de seguridad”.
- DIN 24260. “Bombas para la impulsión de líquidos. Bombas centrífugas”.
- HIS (Hydraulic Institute Standards). “Prueba para bombas centrífugas”.
- ASME PTE. “Pruebas de bombas”.
- ASME VIII. “Diseño y materiales”.
- ASME B31. “Diseño mecánico y materiales”.
- British Standards, BS, 1553. “Simbología para los equipos en diagramas de flujo y P&ID”.
- ANSI/ISA, S 5.1-2009. “Simbología e identificación de dispositivos de instrumentación”.

6. Descripción del proceso

6.1.- La materia prima, biomasa lignocelulósica

6.1.1.- La biomasa lignocelulósica como recurso

“La biomasa, debido a sus diferentes orígenes, es considerada como materias primas heterogéneas cuya composición fisicoquímica es variable y que provienen especialmente de especies vegetales, animales o cualquier materia orgánica en proceso de descomposición reciente, esto para hacer la diferencia con la que lleva millones de años en descomposición y ha sido transformada por los procesos geológicos en sustancias como carbón y petróleo”. [1]

En el presente documento se pone el interés en la llamada biomasa lignocelulósica, es decir, biomasa procedente de las plantas basada en tres componentes básicos: la celulosa, la hemicelulosa y la lignina formando parte de las estructuras de los organismos vegetales.

El potencial de este recurso yace en su gran disponibilidad ya que está presente en todos los países del mundo (en mayor o menor medida) y es relativamente fácil acceder al mismo.

Sin embargo, no toda la biomasa lignocelulósica es accesible en la misma medida, obviamente, este recurso no puede/debe ser explotado a partir de sistemas biológicos de alto valor ecológico y otras zonas naturales sensibles.

Hace cien años, la madera se usaba para casi todo: como combustible, para producir metales, para hacer muebles e incluso para construir casas. Por tanto, a principios del siglo XX había muy pocos bosques restantes en Europa. Sin embargo, a partir de la segunda guerra mundial, los cambios económicos, políticos y sociales permitieron que esta situación fuese cambiando paulatinamente hasta el presente.

Es en la agricultura y la silvicultura donde está el verdadero valor económico y social de esta biomasa vegetal y es precisamente en Europa donde este recurso tiene una mayor posibilidad de impacto.

Se expone a continuación una imagen sobre los cambios en la utilización de la tierra en Portugal, España, Francia e Italia comparando las áreas urbanas, la superficie dedicada a praderas, los terrenos arbolados y las superficies de cultivo en el año 1900 y en el año 2010.

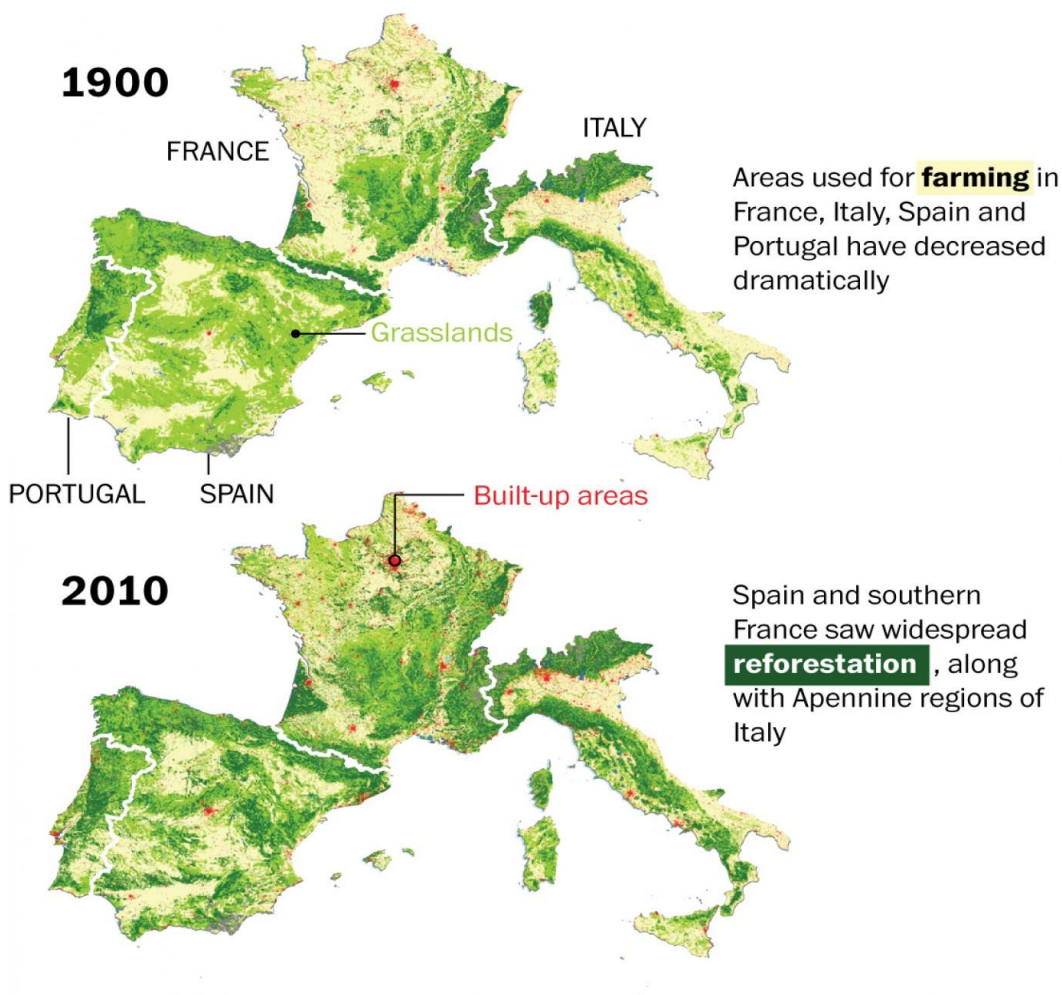


Figura 6.1. Cambio del uso de la tierra en Europa suroccidental de 1900 a 2010. [2]

La figura anterior muestra cómo ha cambiado el uso de la tierra en Europa desde los comienzos del siglo XX. Como puede verse, aunque la población ha aumentado en gran medida, esta ha tendido a concentrarse progresivamente en los crecientes núcleos urbanos dejando grandes zonas rurales desiertas.

Al mismo tiempo, las tierras dedicadas a cultivos han disminuido principalmente por el crecimiento de las grandes explotaciones, la desaparición de los pequeños agricultores y los avances en agricultura en general. Esto se ha traducido en que los bosques europeos se han expandido sensiblemente debido a la industria de la silvicultura y el crecimiento de bosque salvaje, ambos factores originados en torno al despoblamiento rural.

Entonces, por un lado están los residuos agrícolas lignocelulósicos provenientes del crecimiento de la agricultura (por el aumento de la productividad de las tierras de cultivo) y por otro lado los residuos forestales (asociados con el mantenimiento de los bosques para evitar incendios) y los derivados de la industria de la madera y la silvicultura. Es, por tanto, un recurso que sigue creciendo en importancia y que tiene un gran potencial de aprovechamiento.

6.1.2.- Química de la biomasa lignocelulósica

Los componentes principales de la materia lignocelulósica son la celulosa, la hemicelulosa y la lignina. Los dos primeros son polisacáridos estrechamente empaquetados entre sí conteniendo distintos tipos de azúcares como monómeros y ramificados de varias formas conformando una estructura cristalina embebida en lignina. Esta última, por el contrario, está formada por una matriz de monómeros aromáticos altamente ramificada ocupando el espacio entre la celulosa y la hemicelulosa. En este contexto, la celulosa representa entre un 30% y un 50% del peso total consistiendo en cadenas de glucosa unidas por enlaces B-1,4. Cada unidad de glucosa está rotada 180° con respecto a su vecina a lo largo de una cadena que se entrelaza con lignina por enlaces covalentes e inmersa en una matriz de hemicelulosa unida por enlaces débiles haciendo una amalgama de cadenas muy resistente a la degradación. [3]

Es precisamente esta estructura tan fuerte la que hace tan costoso aprovechar de manera económica la biomasa lignocelulósica y la que impulsa la investigación hacia nuevas tecnologías y la mejora de las ya existentes para sacar el máximo provecho de este abundante recurso.

Aparte de su estructura y las principales moléculas que componen esta biomasa, hay otros cuatro aspectos que deben ser tenidos en cuenta a la hora de usar esta biomasa como materia prima para un proceso de tratamiento térmico: humedad, material volátil, cenizas y carbono fijo.

La humedad de las biomásas se refiere a la cantidad de agua que contienen y esta se divide en humedad libre y ligada. La humedad libre hace referencia a la humedad que está adsorbida en la parte superficial de la partícula y que se logra debido al equilibrio de difusión con el aire. Por otro lado, la humedad ligada se refiere al agua presente en los poros y capilares de la estructura interna de holocelulosa (hemicelulosa y celulosa) y lignina. Esta puede llegar hasta un 50% del peso total.

El contenido en volátiles muestra la cantidad de compuestos orgánicos condensables y no condensables que se liberan de la partícula de materia prima cuando esta es calentada. Depende en gran medida de la temperatura y de la tasa de calentamiento y suele comprender entre el 40% y el 80% del peso total.

Las cenizas comprenden el residuo inorgánico que queda después de que la muestra de biomasa lignocelulósica sea quemada completamente. Están compuestas principalmente por Na, K, Ca, Si, Fe, Mg, Mn, Cl y Cr. Su proporción suele ser menor al 1% en peso.

Finalmente, el carbono fijo es la masa de materia orgánica que resta después de que se haya liberado todo el material volátil y la humedad. Obviamente, en una combustión completa el carbono fijo es inexistente, no obstante, en un tratamiento térmico sin oxígeno si hay residuos de carbono fijo, normalmente formando una matriz en la que están embebidas las cenizas. [1]

6.2.- Fisicoquímica de la pirólisis rápida

6.2.1.- Descripción

La pirólisis rápida es un proceso a alta temperatura en el que la biomasa (con una humedad inferior al 10% en peso) se calienta rápidamente en ausencia de oxígeno. Esta se descompone generando vapores, gases y un carbonizado (char, comprendiendo las cenizas y el carbono fijo). Si se enfría la mezcla obtenida y se condensan los vapores producidos se puede obtener un líquido marrón oscuro (bio-óleo o bioaceite) con un poder calorífico de aproximadamente la mitad de el de los combustibles derivados del petróleo, lo que podría permitir su uso en múltiples aplicaciones. Se presenta en la figura siguiente un esquema de los usos de los productos de la pirólisis. [1]

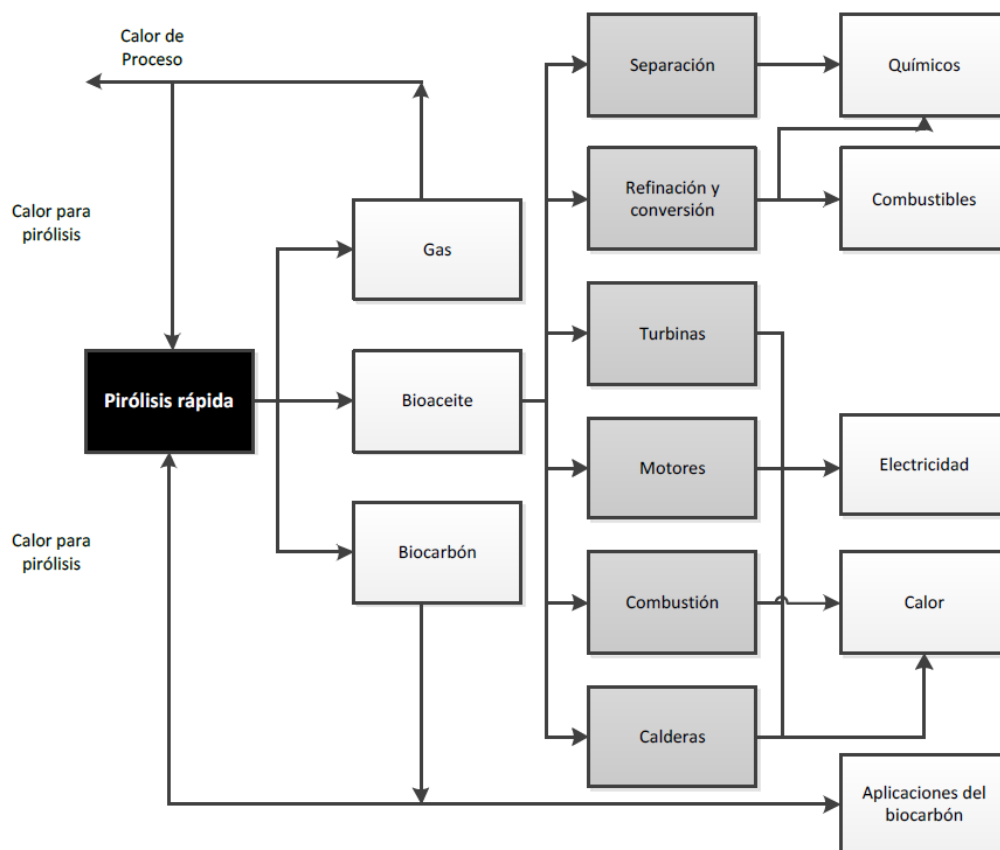


Figura 6.2. Aplicaciones de los productos de pirólisis rápida. [1]

Como puede verse en la figura anterior, tanto el carbón como el gas producido en la pirólisis pueden utilizarse para suministrar energía a la pirólisis y el bioaceite podría servir tanto para la producción de energía como para obtener distintos tipos de productos químicos.

Aunque la pirólisis da lugar a la formación de cientos de compuestos diferentes, desde el punto de vista de la ingeniería, estos productos son normalmente agrupados en los tres grandes grupos anteriormente mencionados. Son productos que derivan de la descomposición primaria de la biomasa y de reacciones secundarias que transforman los condensables en gases de bajo peso molecular y char a medida que estos son transportados a través de la partícula de biomasa y el medio de reacción.

Muchos factores afectan a la velocidad a la que se produce la pirólisis, su rendimiento, la composición y las propiedades de sus productos. Temperatura, presión y velocidad de calentamiento son los parámetros de operación clave durante esta transformación termoquímica. También las propiedades de la biomasa juegan un papel relevante (composición química en general, contenido en ceniza y composición de la misma, tamaño de partícula y forma, densidad, contenido en humedad, etc.)

Los gases comprenden dióxido de carbono, monóxido de carbono, metano y pequeñas cantidades de hidrógeno e hidrocarburos. Por otro lado, la composición del líquido es altamente dependiente de la severidad en la que se produce la pirólisis, es decir, temperatura y tiempo de residencia de los vapores en el medio de reacción, así como de la presencia de partículas de bio-carbón en el mismo.

Los vapores primarios (compuestos oxigenados) se relacionan con temperaturas por debajo de los 673-773 K, seguidos por hidrocarburos (vapores secundarios) producidos a temperaturas de hasta 1123 K y compuestos aromáticos (o vapores terciarios) originados a partir de los 1123-1273 K, aunque estas temperaturas dependen mucho de los tiempos de residencia que se apliquen. Los vapores condensables están formados en su mayoría por vapores primarios, principalmente éteres fenólicos, éteres heterocíclicos, alquilfenoles e hidrocarburos poliaromáticos. También existe una considerable parte de agua en estos vapores proveniente de la propia humedad de la biomasa y de las reacciones de descomposición térmica.

Las condiciones de operación que maximizan la producción de vapores condensables se dan en la pirólisis rápida y, después de un adecuado enfriamiento y posterior condensación se obtiene el bioaceite o bio-óleo. Se trata de un combustible renovable, que puede ser almacenado y transportado fácilmente y que también puede ser empleado en la producción de químicos de distinto tipo. Las condiciones de operación de la pirólisis rápida deben ser las siguientes:

- Altos valores de la velocidad de transmisión de calor en la zona de reacción.
- Temperatura de descomposición primaria alrededor de los 770 K (favoreciendo la formación de vapores primarios) y una temperatura en la fase vapor de 670 K a 730 K.
- Tiempos de residencia cortos de la fase vapor en la zona de reacción.
- Rápido enfriamiento y condensación para obtener el bioaceite.

Si el tiempo de residencia es alto y el enfriamiento lento se favorecen las reacciones secundarias de craqueo y/o polimerización de los vapores condensables para formar gases (cracking) y especies sólidas (polimerización).

La producción de bio-carbón es útil como fuente de energía renovable u otras aplicaciones, como reductor de metales, corrector de suelos o la producción de electrodos. Velocidades de calentamiento lentas, temperaturas bajas, presiones altas y tiempos de residencia altos de la biomasa en el medio de reacción maximizan la producción de este sólido. [4]

6.2.2.- Variables que influyen en la pirólisis rápida

6.2.2.1.- Temperatura

La temperatura de reacción en el proceso de la pirólisis rápida afecta tanto a la composición como al rendimiento de los productos. Como se puede ver en la figura que se presenta a continuación (figura 6.3), el máximo rendimiento de bio-óleo se sitúa en torno a los 475 °C mientras que el de gas y char aumenta y decrece respectivamente con el aumento de la temperatura.

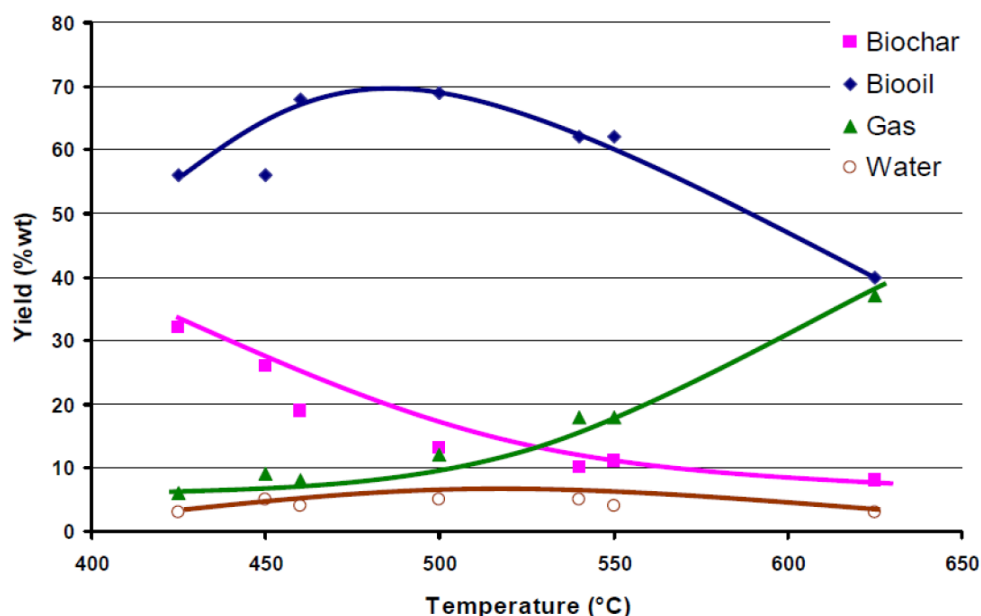


Figura 6.3. Rendimientos en la pirólisis de biomasa a tiempos de residencia medios. [5]

Este razonamiento es válido para la temperatura a la que ocurre la reacción, sin embargo, la diferencia entre la temperatura del reactor y la de la reacción suele ser bastante grande, depende mucho de la configuración del reactor y la estrategia de transmisión de calor, pudiendo esta llegar a los 100 °C. De todos modos, siempre es necesaria una diferencia de temperatura significativa para asegurar un buen flujo de calor hacia la biomasa.

Las condiciones de temperatura y tiempo de calentamiento afectan a la distribución final de los productos y el grado de conversión de la biomasa sometida a la pirólisis. La desvolatilización de la biomasa es secuencial y depende de la temperatura alcanzada por la partícula de la misma.

Existe una primera etapa, comprendida entre los 20 °C y los 120 °C, y corresponde a la evaporación del agua superficial de la materia prima.

Posteriormente, entre los 120 °C y los 300 °C, no hay pérdidas apreciables de peso en la biomasa ya que son liberados gases ligeros como monóxido de carbono, dióxido de carbono y agua provenientes de reacciones de deshidratación, descarboxilación y evaporación de agua ligada de la hemicelulosa y la lignina. Respecto a la celulosa, en esta zona de temperaturas despolimeriza y se producen azúcares y oligómeros.

Entre los 300 °C y los 400 °C, se produce la mayor pérdida de peso de la biomasa, que corresponde a la máxima tasa de liberación de volátiles. En esta etapa se produce la fragmentación aleatoria de enlaces glucosídicos, generando compuestos volátiles con un alto contenido en oxígeno, dejando un residuo carbonoso (char).

A partir de los 400 °C, el char comienza a degradarse, liberando monóxido y dióxido de carbono así como compuestos aromáticos provenientes de la despolimerización de la matriz carbonosa rica en lignina.

El máximo rendimiento de bioaceite se obtiene en un intervalo de temperatura entre los 400 °C y los 500 °C, dependiendo siempre del tipo de biomasa utilizada. Temperaturas superiores favorecerían las reacciones de craqueo de los volátiles a gases no condensables. Se enseña a continuación una figura en la que puede verse lo explicado. [1]

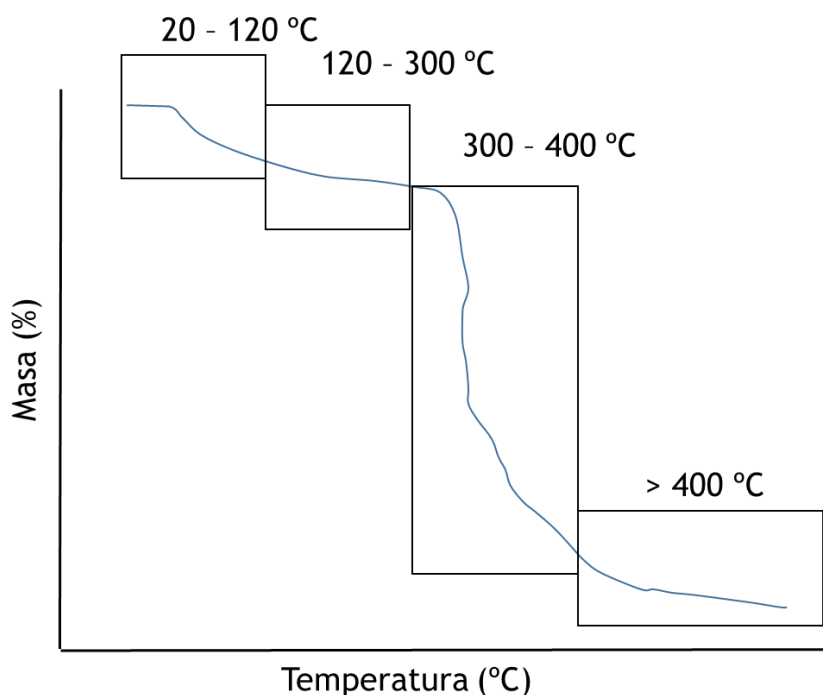


Figura 6.4. Etapas de la descomposición térmica de la biomasa. [1]

A pesar de todo lo explicado, el propio rendimiento de los productos no está afectado únicamente por la temperatura, sino que el tiempo de reacción durante el cual ocurre la pirólisis es muy determinante para entender como maximizar la producción de bioaceite.

6.2.2.2.- Velocidad de calentamiento

La velocidad de calentamiento, del mismo modo que la temperatura, tiene importantes efectos sobre la composición y el rendimiento de los productos de pirólisis rápida. Una rápida velocidad de calentamiento a temperaturas entre 400 °C y 600 °C, aumenta el rendimiento de bio-óleo, mientras si el calentamiento es lento la producción de producto carbonizado se ve favorecida.

La velocidad de calentamiento de las partículas de biomasa es el principal factor que diferencia los procesos de pirólisis lenta y rápida, directamente relacionado con el tiempo que tardan las partículas en alcanzar la temperatura de reacción. Mientras la pirólisis lenta sólo necesita tasas de calentamiento del orden de $1\text{ }^{\circ}\text{C}\cdot\text{min}^{-1}$ a $100\text{ }^{\circ}\text{C}\cdot\text{min}^{-1}$, la rápida necesita valores superiores a $1000\text{ }^{\circ}\text{C}\cdot\text{min}^{-1}$.

Un calentamiento rápido favorece las reacciones de despolimerización de la celulosa y hemicelulosa, minimizando el tiempo de residencia de los volátiles en el interior de la partícula de biomasa y evitando así las reacciones secundarias de craqueo de los mismos (catalizados por la presencia de char). Si se produce el craqueo de los compuestos volátiles se favorecería el rendimiento en char y gases no condensables. Se maximiza así la producción de volátiles que podrán ser condensados y formarán bio-óleo.

Si el calentamiento es lento, se promueven las reacciones de deshidratación entre estructuras paralelas de celulosa, que dan a origen a la producción de char. Mayores tiempos de residencia llevan a un mayor contacto entre volátiles y biocarbón, el cual acelera su proceso de descomposición.

La velocidad de calentamiento también influye en las características del biocarbón obtenido. Velocidades altas favorecen superficies específicas menores porque se generan gradientes de presión importantes entre el exterior y el interior de la partícula debido a la rápida generación de volátiles sin posibilidad de evacuarse instantáneamente, llevando a la destrucción de estructuras internas y una mayor proporción de macroporos. [1]

6.2.2.3.- Tiempo de residencia

El tiempo de residencia es otra variable importante en el proceso de pirólisis rápida y se define como el tiempo medio que una unidad de materia permanece en el reactor.

Es especialmente importante tener en cuenta el tiempo de residencia de los compuestos volátiles y de la biomasa. En general se intenta que el bioaceite en fase vapor permanezca el mínimo tiempo posible en el reactor de pirólisis.

En un reactor de lecho fluidizado, donde la biomasa está particulada y esta se fluidiza con el flujo de un gas (que pueden ser los propios gases de la pirólisis recirculados), el tiempo de residencia de los

volátiles y sólidos es manipulado con el flujo del gas de arrastre. Tiempos muy cortos para los vapores pueden ser contraproducentes primeramente porque pueden favorecer el arrastre de los sólidos sin que se desvolatilicen totalmente, se pueden perjudicar las posteriores etapas de separación y además, encarecer todo el proceso al aumentar el volumen de gas presente en el sistema. [1]

6.2.2.4.- Tamaño de las partículas de biomasa

El tamaño de partícula e la biomasa está determinado por las necesidades de transferencia de calor ya que su conductividad térmica es muy baja. Si las partículas son muy grandes se incrementa la formación de char por la bajada de la velocidad de calentamiento y el consecuente aumento de reacciones secundarias. Por otro lado, partículas pequeñas ofrecen menor resistencia a la salida de los vapores evitando esas reacciones de craqueo aumentando así el rendimiento en líquido.

Es así como, teóricamente, el tamaño de partícula de la biomasa debería ser el más pequeño posible, menor a un milímetro. Por el contrario, se debe aclarar que en procesos industriales o a escala piloto, los costes asociados con los procesos de molienda para reducir el tamaño de los distintos tipos de biomasa son altos y puede limitar en gran medida la rentabilidad del proceso. [1]

6.2.2.5.- Velocidad de condensación de los vapores

La velocidad de enfriamiento es un factor importante para la obtención de bioaceite. Los enfriamientos lentos contribuyen a condensar preferentemente los vapores producidos por la lignina, los cuales forman un líquido viscoso que puede conducir a la obstrucción de los equipos de intercambio de calor e incluso fraccionarse en un líquido de consistencia similar a la del agua y una pasta viscosa más ligera.

Lo ideal es un enfriamiento muy rápido, que condense todo el vapor posible sin separar los grupos de distintos compuestos volátiles obteniendo un líquido homogéneo. Aunque también pueden usarse distintas estrategias que separen el bioaceite por calidades y sacar cuanto antes del proceso los compuestos más problemáticos. [1]

6.2.2.6.- Presión

Se sabe que el rendimiento en vapores condensables se favorece a medida que la presión dentro del reactor decrece. Los vapores primarios pueden escapar con mayor facilidad de la matriz de carbón y por tanto, el tiempo que estos permanecen en la zona de alta temperatura de la pirólisis, de modo que no prosiguen con su degradación.

Además, las bajas presiones permiten, en general, la desvolatilización de la biomasa, favoreciendo las reacciones de equilibrio que producen vapores sobre las que favorecen la aparición de sólidos. [6]

6.2.2.7.- Consideraciones globales

En realidad, todas estas variables que influyen la producción de bio-óleo pueden explicarse con una serie de consideraciones relativas a la cinética y la termodinámica de la descomposición termoquímica de la biomasa.

La producción de bioaceite a partir de pirólisis rápida es un proceso termodinámicamente inestable. Los tiempos bajos de residencia de los vapores en el reactor y la rápida condensación de los mismos producen un líquido que no está en equilibrio. En el equilibrio, los vapores condensados producirían char y gases ligeros no condensables, causado todo por las reacciones adicionales de craqueo estimuladas por la multitud de compuestos oxigenados presentes en el producto.

El verdadero problema con estas reacciones es que están catalizadas por las propias partículas de char que se forman durante la pirólisis. La materia mineral presente en él está formada en gran parte por metales alcalinos (Na y K) y alcalinotérreos (Ca y Mg) que durante la transformación termoquímica quedan expuestos al contacto con los vapores y catalizan en gran medida su craqueo. [7]

Es por esto que lo que más interesa, para obtener altos rendimientos en vapores condensables, es que estos estén el menor tiempo posible en contacto con el char formado y que así las reacciones de craqueo se ralenticen al quedarse sin catalizador.

En los apartados anteriores se puede ver que las condiciones de operación relativas a la velocidad de calentamiento, el tiempo de residencia y el tamaño de partícula están íntimamente ligadas con este concepto. Interesa una alta velocidad de calentamiento y tamaños de partícula pequeños para que se produzcan los vapores y se liberen de la matriz carbonácea lo antes posible para minimizar su efecto

catalítico y al mismo tiempo se buscan bajos tiempos de residencia para evitar el contacto de los vapores (ya liberados) con las partículas de char suspendidas (minimizando así su tiempo de contacto).

Al mismo tiempo, el craqueo de los vapores se ve favorecido por las altas temperaturas si el tiempo de reacción es prolongado, por lo que un enfriamiento rápido también es efectivo para obtener buenos rendimientos de bioaceite.

6.2.3.- Análisis cinético de la pirólisis rápida

La gran cantidad de reacciones que se producen durante la pirólisis rápida, y su gran complejidad, hace que los múltiples reactantes deban englobarse en “pseudocomponentes” que permitan englobar estos componentes en cuatro tipos distintos de sustancias. Por otro lado, debe recurrirse a datos bibliográficos donde se establezcan modelos cinéticos empíricos.

En primer lugar, la biomasa (W) se degrada a gases no condensables (G), vapores condensables (T) y biocarbón (C), conformando tres reacciones en paralelo que compiten entre sí para dar diferentes pseudocomponentes.

Adicionalmente, existe una serie de reacciones secundarias que degradan los vapores condensables para dar gases permanentes y biocarbón simplificadas a modo de dos reacciones paralelas. Sin embargo, se puede asumir que existe una única reacción secundaria en la que se producen gases, ya que la porción de biocarbón producido a las temperaturas de la pirólisis rápida se puede considerar despreciable frente a la de no condensables. [4]

A diferencia de las reacciones en fase fluida, en la pirólisis rápida la biomasa (aunque particulada) no puede sufrir efectos de dilución ni trabajar a una concentración constante (como pasaría en los reactores continuos de mezcla completa). Cada partícula de biomasa funciona como un reactor discontinuo independiente que pasa desde una fracción de biomasa inicial a una final.

Por tanto, el análisis cinético que se realiza en esta sección está referido a una única partícula de biomasa que entra en una zona de reacción a una temperatura constante T y permanece un tiempo τ en esta.

En la figura 6.5 se muestra el modelo cinético de componentes globales propuesto indicando sus correspondientes constantes de reacción.



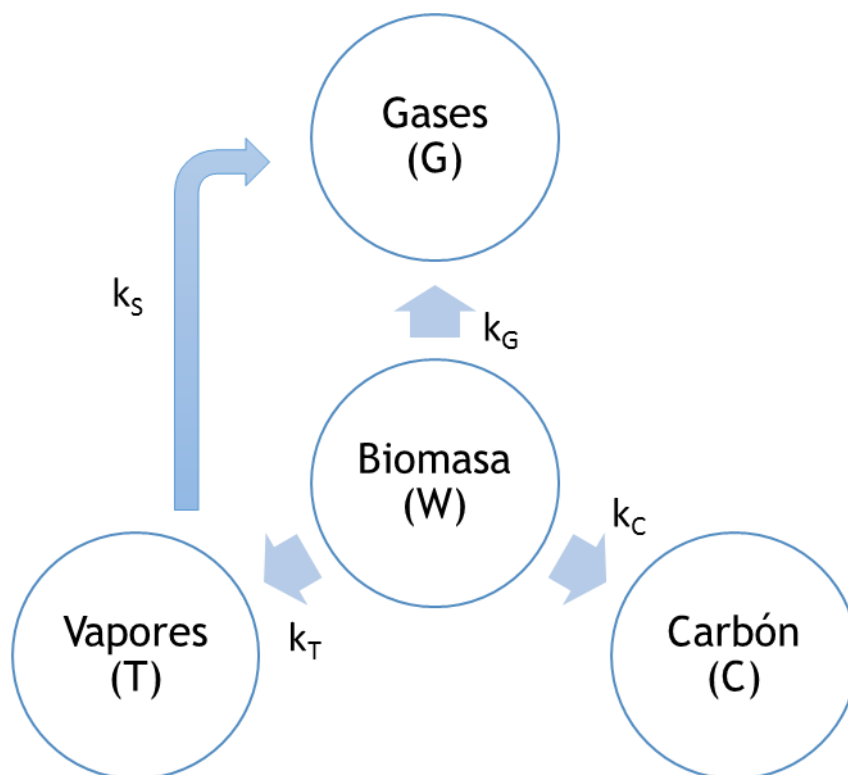


Figura 6.5. Reacciones globales de la pirólisis rápida.

A través de mucha experimentación en el tema, se han obtenido las expresiones cinéticas tanto de las tres reacciones principales como de la secundaria. Todas tienen un comportamiento de primer orden y sus constantes siguen la expresión de Arrhenius. [4]

$$[W] = \frac{W}{W_0}; \frac{kg}{kg_{W0}} \quad \text{E. 6.1 [8]}$$

$$[C] = \frac{C}{W_0}; \frac{kg}{kg_{W0}} \quad \text{E. 6.2 [8]}$$

$$[T] = \frac{T}{W_0}; \frac{kg}{kg_{W0}} \quad \text{E. 6.3 [8]}$$

$$[G] = \frac{G}{W_0}; \frac{kg}{kg_{W0}} \quad \text{E. 6.4 [8]}$$

$$\frac{\partial[W]}{\partial t} = -k_{GTC} \cdot [W]; \frac{kg}{kg_{W0} \cdot s} \quad \text{E. 6.5}$$

$$\frac{\partial[C]}{\partial t} = k_C \cdot [W]; \frac{kg}{kg_{W0} \cdot s} \quad \text{E. 6.6}$$

$$\frac{\partial[T]}{\partial t} = k_T \cdot [W] - k_S \cdot [T]; \frac{kg}{kg_{W0} \cdot s} \quad \text{E. 6.7}$$

$$\frac{\partial[G]}{\partial t} = k_G \cdot [W] + k_S \cdot [T]; \frac{kg}{kg_{W0} \cdot s} \quad \text{E. 6.8}$$

$$k_{GTC} = k_T + k_C + k_G; s^{-1} \quad \text{E. 6.9 [4]}$$

$$k_T = A_T \cdot e^{\frac{-E_{a,T}}{R \cdot T}}; s^{-1} \quad \text{E. 6.10 [4]}$$

$$k_C = A_C \cdot e^{\frac{-E_{a,C}}{R \cdot T}}; s^{-1} \quad \text{E. 6.11 [4]}$$

$$k_G = A_G \cdot e^{\frac{-E_{a,G}}{R \cdot T}}; s^{-1} \quad \text{E. 6.12 [4]}$$

$$k_S = A_S \cdot e^{\frac{-E_{a,S}}{R \cdot T}}; s^{-1} \quad \text{E. 6.13 [4]}$$

Donde:

- W: Masa de biomasa, kg.
- T: Masa de vapores condensables, kg.
- C: Masa de biocarbón, kg.
- G: Masa de gases permanentes, kg.
- W₀: Masa de inicial de biomasa seca, kg_{w0}.

- [W]: Fracción másica de biomasa, kg/kg_{w0} .
- [C]: Fracción másica de carbón, kg/kg_{w0} .
- [T]: Fracción másica de vapores condensables, kg/kg_{w0} .
- [G]: Fracción másica de gases permanentes, kg/kg_{w0} .
- k_{GC} : Constante de degradación de la biomasa, s^{-1} .
- k_C : Constante de formación de carbón, s^{-1} .
- k_T : Constante de formación de vapores condensables, s^{-1} .
- k_G : Constante de formación de gases a partir de la biomasa, s^{-1} .
- k_S : Constante de degradación de los vapores condensables, s^{-1} .
- A_T : Constante de Arrhenius de formación de los vapores condensables, s^{-1} .
- A_C : Constante de Arrhenius de formación de carbón, s^{-1} .
- A_G : Constante de Arrhenius de formación gases a partir de biomasa, s^{-1} .
- A_S : Constante de Arrhenius de degradación de los vapores condensables, s^{-1} .
- $E_{a,T}$: Energía de activación de la formación de vapores, J.
- $E_{a,C}$: Energía de activación de la formación de carbón, J.
- $E_{a,G}$: Energía de activación de la formación de gases a partir de biomasa, J.
- $E_{a,S}$: Energía de activación de la degradación de vapores, J.
- R: Constante de los gases ideales, $\text{J}\cdot\text{mol}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$.
- T: Temperatura del sistema, K.

Como puede verse en las ecuaciones anteriores, el modelado cinético está expresado en función de la fracción másica en la propia partícula. Esta magnitud está referida a la masa de cada componente producido en relación a la masa de biomasa seca a tiempo cero en la partícula, independientemente de que tanto los gases como los vapores condensables salgan de la partícula una vez producidos. Obviamente, la fracción másica de biomasa seca a tiempo cero referida a si misma será siempre la unidad, $[W]_0 = 1$.

La bibliografía proporciona los valores tanto de las energías de activación como de las constantes de Arrhenius de las reacciones y puede, por tanto, realizarse una modelización de la cinética de la pirólisis en función de los tiempos y las temperaturas de reacción.

Tabla 6.1. Energías de activación y constantes de Arrhenius de las reacciones de pirólisis. [4]

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidades
Energía, activación G	$E_{a,G}$	$1,53 \cdot 10^5$	J/mol
Energía, activación T	$E_{a,T}$	$1,48 \cdot 10^5$	J/mol
Energía, activación C	$E_{a,C}$	$1,12 \cdot 10^5$	J/mol
Constante, G	A_G	$4,40 \cdot 10^9$	s^{-1}
Constante, T	A_T	$1,10 \cdot 10^{10}$	s^{-1}
Constante, C	A_C	$3,30 \cdot 10^6$	s^{-1}
Energía, activación S	$E_{a,S}$	$1,08 \cdot 10^5$	J/mol
Constante, S	A_S	$4,28 \cdot 10^6$	s^{-1}
Constante, gases ideales	R	8,31	$J \cdot mol^{-1} \cdot K^{-1}$

Es necesario resolver las ecuaciones diferenciales de la 6.5 a la 6.8 para obtener así la expresión de las fracciones másicas de cada pseudocompuesto en función del tiempo de reacción y la temperatura. La mayoría de los reactores de pirólisis rápida trabajan en régimen isoterma, principalmente debido al uso de partículas de arena fluidizadas, que amortiguan los cambios de temperatura.

$$\frac{[W]}{[W]_0} = e^{-k_{GTC}t}; \text{adimensional} \quad \text{E. 6.14}$$

$$\frac{[C]}{[W]_0} = \frac{k_C}{k_{GTC}} \cdot (1 - e^{-k_{GTC}t}); \text{adimensional} \quad \text{E. 6.15}$$

$$\frac{[T]}{[W]_0} = \frac{k_T}{k_S - k_{GTC}} \cdot (e^{-k_{GTC}t} - e^{-k_S t}); \text{adimensional} \quad \text{E. 6.16}$$

$$\frac{[G]}{[W]_0} = \frac{k_G}{k_{GTC}} \cdot (1 - e^{-k_{GTC}t}) + \frac{k_T \cdot k_S}{(k_{GTC} - k_S) \cdot k_{GTC}} \cdot (e^{-k_{GTC}t} - 1) + \frac{k_T}{(k_S - k_{GTC})} \cdot (e^{-k_S t} - 1); \text{adimensional} \quad \text{E. 6.17}$$

Donde:

- [W]: Fracción másica de biomasa, kg/kg_{w0} .
- [W]₀: Fracción másica a tiempo cero de biomasa seca, kg/kg_{w0} .
- [C]: Fracción másica de carbón, kg/kg_{w0} .
- [T]: Fracción másica de vapores condensables, kg/kg_{w0} .
- [G]: Fracción másica de gases permanentes, kg/kg_{w0} .
- k_{GTC} : Constante de degradación de la biomasa, s^{-1} .
- k_{C} : Constante de formación de carbón, s^{-1} .
- k_{T} : Constante de formación de vapores condensables, s^{-1} .
- k_{G} : Constante de formación de gases a partir de la biomasa, s^{-1} .
- k_{S} : Constante de degradación de los vapores condensables, s^{-1} .

Hay que indicar que generalmente la biomasa nunca se introduce totalmente seca para su pirólisis, por lo que siempre hay una fracción de agua en la propia partícula de biomasa. Sin embargo, esta no afecta al modelo dado que se considera que esta vaporiza instantáneamente sin entrar en las reacciones del proceso.

Aunque la biomasa se introdujese totalmente seca, se formaría igualmente agua como parte de los vapores condensables, por lo que en todo momento se diferenciará entre el agua que forma parte de la humedad y la que se produce durante la pirólisis (agua de humedad vs agua generada). A efectos prácticos, toda esta agua formará parte del bioaceite pero se marcará la diferencia entre tars (vapores condensables producidos, incluyendo el agua) y agua de humedad, que sería inexistente para una entrada de biomasa seca.

Con todo el desarrollo matemático presentado anteriormente, se puede empezar a estudiar el comportamiento de la reacción en función del tiempo de residencia y la temperatura.

Se muestra a continuación la representación de las ecuaciones 6.14 a 6.17 para tres temperaturas de reacción distintas en función del tiempo de residencia de una hipotética partícula de biomasa seca que se somete a las condiciones de la pirólisis rápida.

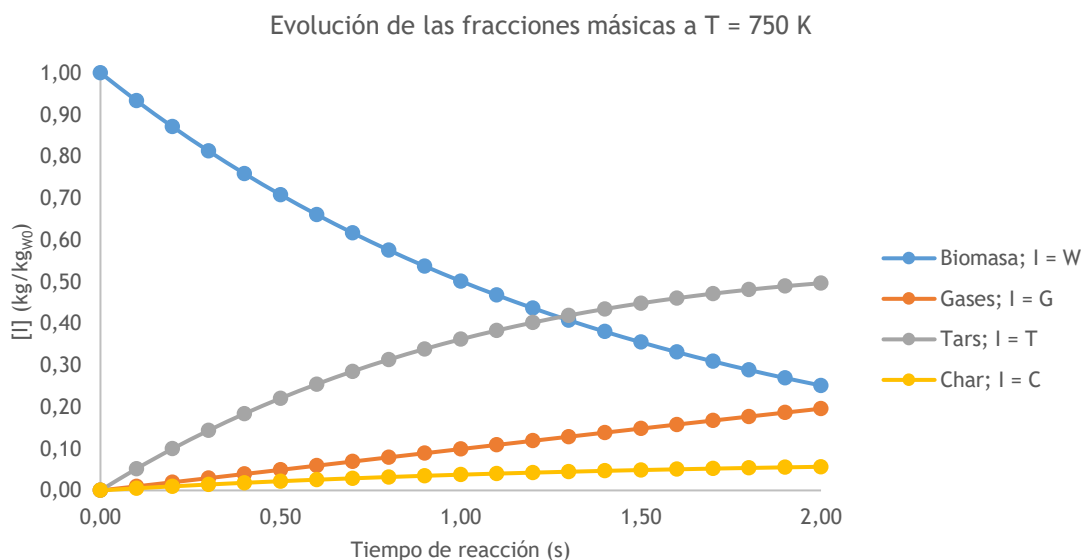


Figura 6.6. Evolución de las fracciones máxicas en la pirólisis a 750 K.

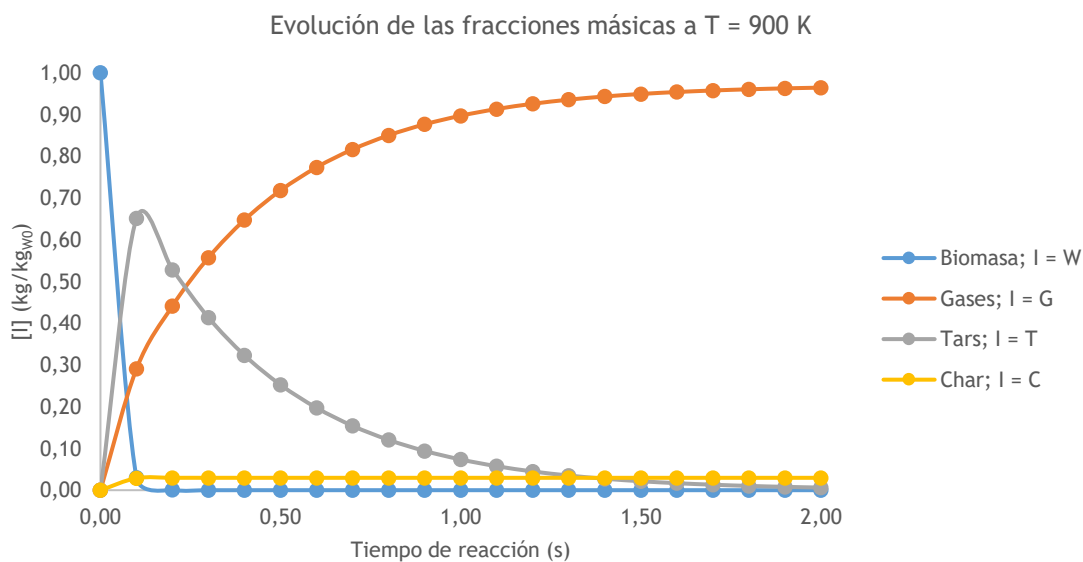


Figura 6.7. Evolución de las fracciones máxicas en la pirólisis a 900 K.

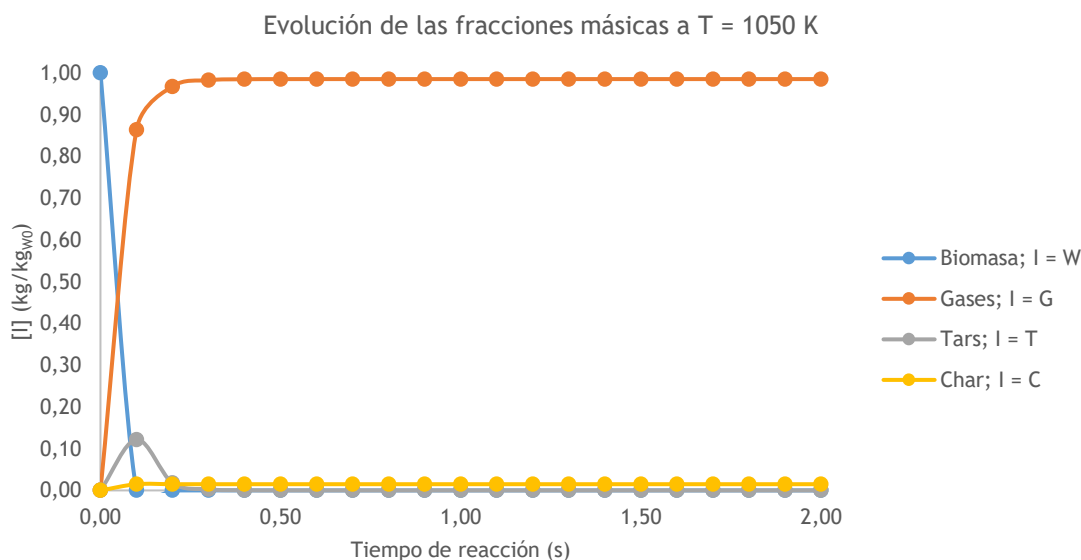


Figura 6.8. Evolución de las fracciones másicas en la pirólisis a 1050 K.

Como puede verse en las figuras anteriores, se confirma detalladamente el efecto del tiempo de residencia para una temperatura fija. Los máximos rendimientos de tars (T) se alcanzan a tiempos de residencia muy cortos cuando las temperaturas son altas (900 K y 1050 K) pero a temperaturas relativamente bajas (750 K) el máximo se alcanza más tarde (aunque no es tan alto como el de 900 K). Lo que sí queda claro es que los tiempos de residencia altos acaban favoreciendo la degradación de los vapores, fenómeno especialmente acentuado a temperaturas altas.

Sin embargo, las figuras anteriores solo muestran tres temperaturas distintas, sin poder apreciar claramente el efecto de esta magnitud. Se escogen ahora tres tiempos de residencia distintos y se representa en detalle el efecto de la temperatura.

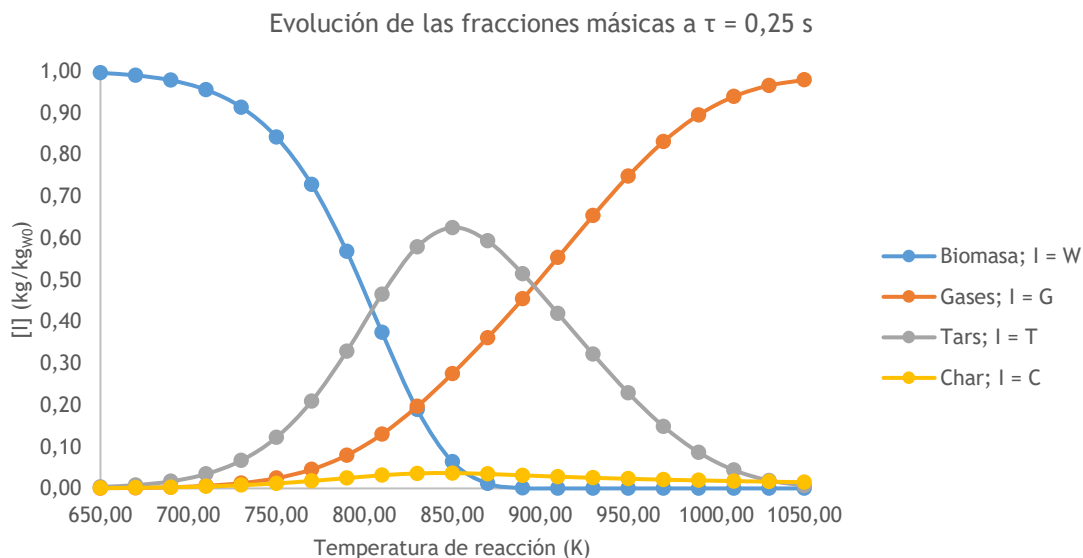


Figura 6.9. Evolución de las fracciones másicas a un tiempo de residencia de 0,25 s.

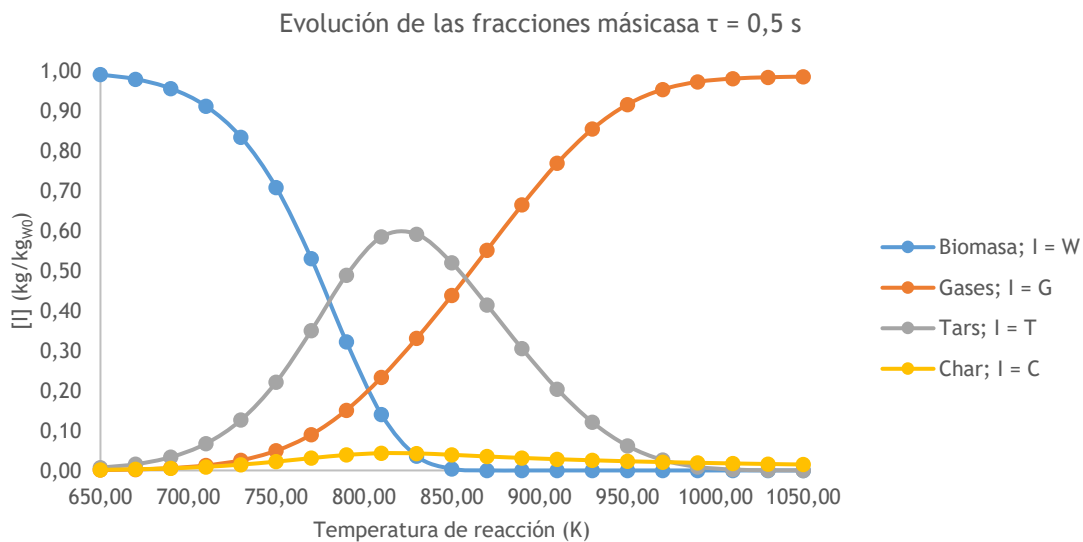


Figura 6.10. Evolución de las fracciones másicas a un tiempo de residencia de 0,5 s.

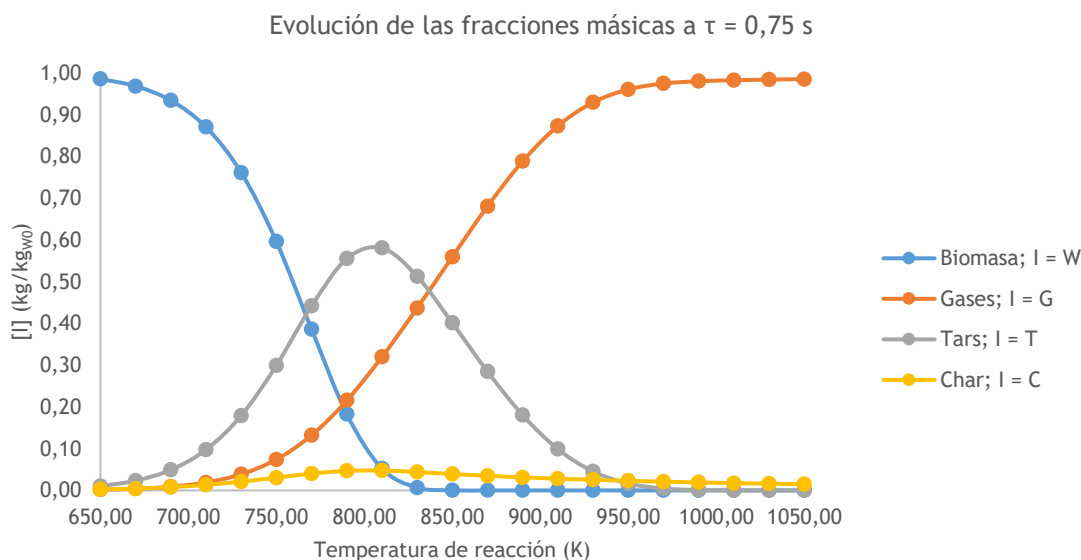


Figura 6.11. Evolución de las fracciones másicas en la pirólisis a un tiempo de residencia de 0,75 s.

Las figuras anteriores muestran que es en las temperaturas intermedias donde se alcanzan los máximos de producto, aunque estas posiciones varían ligeramente con el tiempo de residencia, así como su valor. A temperaturas muy bajas la biomasa no logra transformarse y a temperaturas muy altas se potencia la producción de gases permanentes.

Aunque sí se puede intuir con estos gráficos que son los tiempos de residencia muy cortos y las temperaturas próximas a 850 K los que maximizan la producción de bioaceite, esta parece ser igual de sensible a las dos variables, por lo que el uso de representaciones bidimensionales no ilustra con claridad el comportamiento del sistema.

Usando la herramienta Solver de Excel se ha podido determinar el máximo absoluto de fracción másica en tars sobre la biomasa seca a la entrada, el cual tiene un valor de 0,76 kg/kg_{w0} y se corresponde con una temperatura de 1636,48 K y un tiempo de residencia de $1,92 \cdot 10^{-5}$ s.

De todas formas, para entender mejor el comportamiento del sistema, se procede a sacar superficies en Excel donde los ejes X e Y representen el tiempo de residencia y la temperatura mientras que en el eje Z se muestre el valor de las fracciones másicas.

Creando una tabla de puntos en Excel se procede a representar las superficies donde se representan los rendimientos (fracción másica sobre biomasa seca inicial) en función de la temperatura y el tiempo de reacción para cada uno de los productos de la pirólisis.

Se presentan cuatro figuras de los rendimientos de los cuatro reactantes para valores de tiempo de reacción entre 0 s y 0,75 s y para temperaturas entre 650 K y 1700 K.

Por otro lado, para poder ver con mejor claridad el máximo absoluto se vuelve a presentar la figura de la fracción másica de tar pero esta vez con intervalos próximos al mismo.

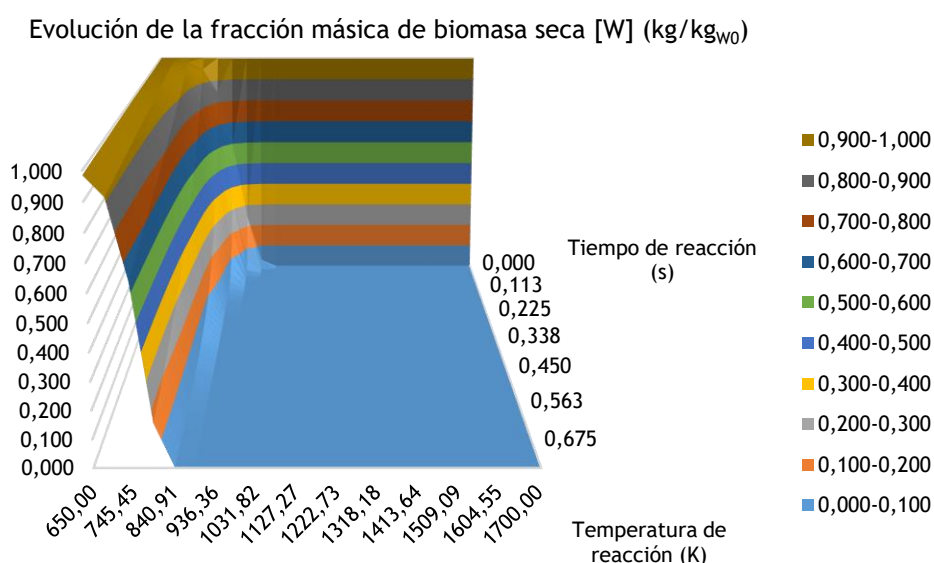


Figura 6.12. Fracción másica de biomasa seca frente a tiempo y temperatura de reacción.

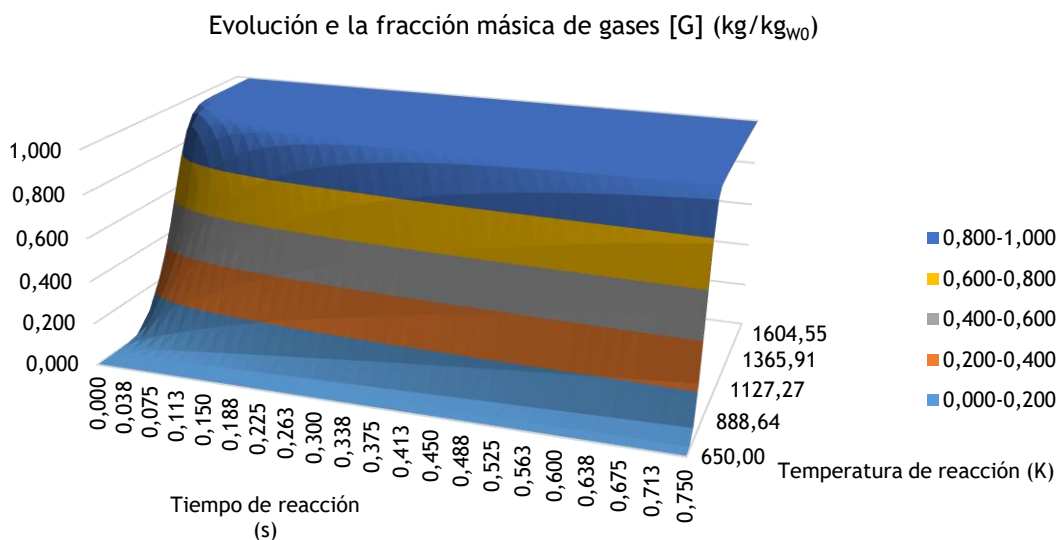


Figura 6.13. Fracción máscica de gases frente a tiempo y temperatura de reacción.

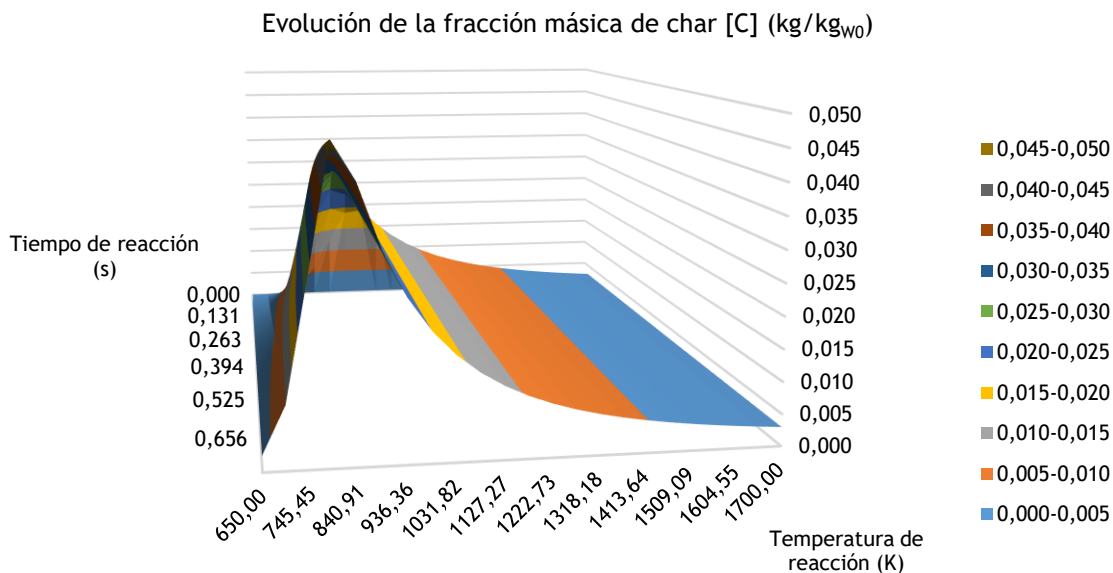


Figura 6.14. Fracción máscica de char frente a tiempo y temperatura de reacción.



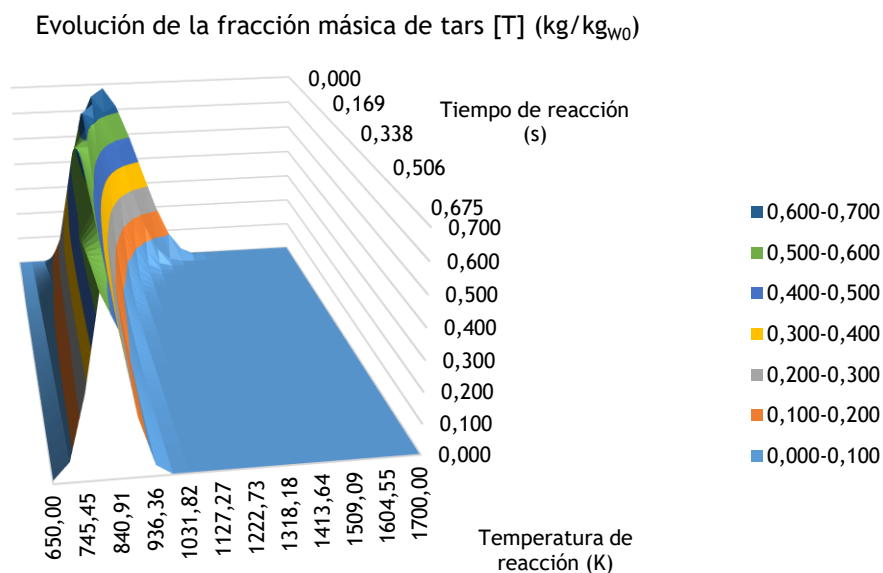


Figura 6.15 (a). Fracción málica de tars frente a tiempo y temperatura de reacción.

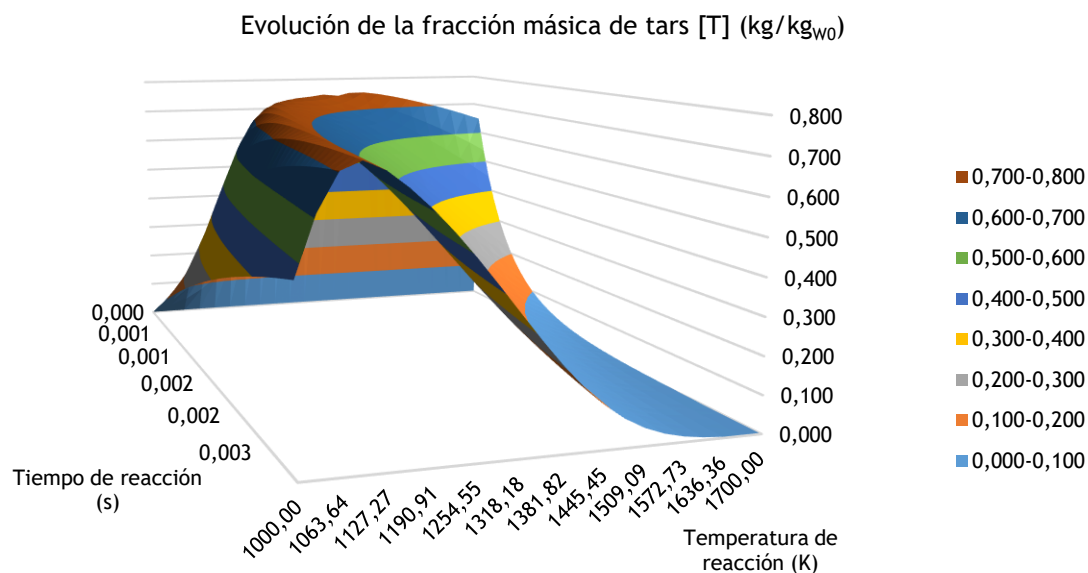


Figura 6.15 (b). Fracción málica de tars frente a tiempo y temperatura de reacción.

Escoger el máximo absoluto como punto de operación para la pirólisis es inviable, la temperatura es demasiado alta como para que sea económico o factible implementarla en un reactor. Además, los tiempos de reacción tan pequeños son muy difíciles de conseguir, la mayoría de los reactores para este propósito son fluidizados y eso implicaría gastar cantidades enormes de energía para mantener la fluidización (el caudal de gas sería elevadísimo y el gasto en la compresión puede ser muy elevado). Por otro lado, se debería alcanzar un calentamiento extremadamente rápido por lo que la temperatura a la que debe estar la fuente de calor al reactor debe aún mayor que la escogida para la operación.

Entonces, es necesario escoger un tiempo de residencia de operación pequeño, pero que permita la operabilidad del sistema. Se decide utilizar un tiempo medio de residencia en el reactor de pirólisis de 0,5 s (operación típica de la mayoría de reactores). La figura 6.10 representaría esta nueva situación y el máximo estaría ahora en una temperatura de 825 K. Para este punto de operación, los valores de las fracciones másicas serían las siguientes:

Tabla 6.2. Fracciones másicas de los reactantes para 0,5 s y 825 K.

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidades
Fracción másica de biomasa seca	$[W]_{0,5}$	0,054	kg/kg _{w0}
Fracción másica de gases permanentes	$[G]_{0,5}$	0,305	kg/kg _{w0}
Fracción másica de tars	$[T]_{0,5}$	0,598	kg/kg _{w0}
Fracción másica de char	$[C]_{0,5}$	0,043	kg/kg _{w0}

Se puede ver que la temperatura y tiempo de reacción elegidos implican un menor rendimiento que el correspondiente al máximo. Sin embargo, esto debe ser aceptado fácilmente teniendo en cuenta que medio segundo es un tiempo espacial con el que es factible operar en un reactor y la temperatura es fácilmente alcanzable en un horno convencional.

Hay que indicar que el agua que entra como humedad de la biomasa se considera que no sufre transformaciones químicas. Es el primer compuesto en vaporizarse debido a que el resto de los mismos (incluso los más volátiles) está formando parte de la estructura de lignina y holocelulosa. Por otro lado, una vez en fase vapor, se considera que no entra en las reacciones secundarias, especialmente por su elevado contenido en oxígeno.

Por otra parte, dentro del propio bioaceite calculado en base seca, hay ya una parte que es agua, producida por la propia descomposición térmica de la biomasa sin intervenir en absoluto la humedad de la materia prima. Por tanto, cuando se quieran analizar las propiedades del bioaceite producido, habrá que tener en cuenta el agua formada en la pirólisis y la que ya entra en el sistema como humedad.

6.3.- El producto, bio-óleo

6.3.1.- Naturaleza química

La fórmula química de la madera (materia lignocelulósica más común) puede representarse como $\text{CH}_{1,4}\text{O}_{0,6}$, indicando que el oxígeno compone aproximadamente un 42% del peso de la misma. Cuando este tipo de biomasa se somete a la pirólisis, se produce la ruptura de los enlaces de su estructura para romper los principales macropolímeros que la conforman.

Durante este proceso, la mayor parte del oxígeno inicialmente presente en la madera queda retenido en los fragmentos de polímero que conforman el bioaceite en forma de más de 300 compuestos. Estos pueden clasificarse en cinco grupos principales: hidroxialdehidos, hidroxicetonas, azúcares, ácidos carboxílicos y compuestos fenólicos. Hay que indicar que la mayor parte de estos compuestos fenólicos provienen de la degradación de la lignina, son los primeros en condensarse y los causantes de varios problemas relacionados con la estabilidad del bioaceite. [7]

6.3.2.- Estabilidad del bioaceite

Una de las principales ventajas de convertir biomasa sólida en bioaceite es la posibilidad de almacenar el producto hasta que sea necesario para su uso energético inmediato. Sin embargo, en la práctica, su almacenamiento a medio y largo plazo está altamente comprometido por múltiples problemas.

El principal inconveniente está relacionado con un lento aumento de la viscosidad con el tiempo. Este fenómeno también se da con aquellos aceites derivados del petróleo, pero a un ritmo muchísimo más lento. Para poner esto en perspectiva, los hidrocarburos derivados del petróleo pueden ser almacenados por tiempos de más de seis meses sin que se alteren sensiblemente sus propiedades, sin embargo, los bioaceites apenas duran unas semanas sin que su calidad se vea afectada.

Otro problema, que coincide con el aumento de la viscosidad, es la separación del bio-óleo en distintas fases, formándose fases bituminosas pesadas, cerosas, lodosas y otras acuosas.

Del mismo modo que los vapores de la pirólisis se degradan con el tiempo, la razón de que se produzcan estos fenómenos perjudiciales es la falta de equilibrio termodinámico que existe en el bioaceite. Los múltiples compuestos oxigenados dentro del bioaceite son bastante reactivos y estos promueven, junto con su propio carácter ácido, reacciones químicas adicionales durante su almacenamiento, aumentando el peso molecular medio de los compuestos y, consecuentemente, la viscosidad de la mezcla. Estas reacciones también modifican la solubilidad de los compuestos entre sí, favoreciendo la formación de fases distintas.

Como se ha explicado anteriormente, el char es un catalizador de estas reacciones y hace que se produzcan a una velocidad mucho más rápida, principalmente debido a su fracción inorgánica de metales alcalinos y alcalinotérreos. Sin el biocarbón, el bioaceite podría almacenarse durante años sin ninguna perturbación en sus propiedades, lo que indica que a temperatura ambiente estas reacciones de degradación del producto son muy lentas y no crean un inconveniente si se consigue una tecnología capaz separar las partículas carbonáceas eficientemente de los vapores condensables.

Si la eliminación de todo el biocarbón no es factible, existe la posibilidad de añadir disolventes al bio-óleo recién producido (si se añade a un bioaceite viejo la mejora de las propiedades no es tan buena). Añadiendo metanol hasta alcanzar un 10% en peso del aceite se puede reducir su envejecimiento por un factor de 17. Añadiendo este u otros alcoholes de bajo peso molecular se reduce la viscosidad y se mejora el poder calorífico. [7]

6.3.3.- Vaporización del bioaceite

A diferencia de los hidrocarburos, que pueden calentarse hasta desarrollar una curva de destilación, la compleja y oxigenada naturaleza del bioaceite evita su correcta revaporización. A medida que es calentado a altas temperaturas se vaporizan los compuestos más volátiles en el producto, seguido del agua presente y pronto los compuestos restantes comienzan a polimerizar. El resultado de esto es que entre un 40% y un 60% del peso del bioaceite queda como sólido.

Esto puede causar dificultades en los equipos de procesamiento de fueles que requieren un precalentamiento y el problema se ve estimulado si hay char presente. [7]

6.3.4.- Medio ambiente y salud

Dado el gran número de compuestos en el bioaceite, es fácil suponer que haya algunos que puedan tener efectos adversos tanto sobre la salud humana como sobre el medio ambiente. Además, muchas de las sustancias presentes aún no han sido identificadas y su toxicidad aún no se conoce.

En general los bioaceites tienen un claro potencial carcinógeno (contienen benceno y fenantreno entre otros compuestos) y su capacidad para originar mutaciones depende en gran medida de severidad de las condiciones a las que han sido producidos (a medida que la temperatura de reacción es mayor también aumenta su potencial de daño).

Por otro lado, el bajo pH que tienen los bioaceites supone un riesgo medioambiental y de seguridad. Este puede tener efectos muy dañinos en los ecosistemas acuáticos si se produce algún vertido.

Igualmente, una parte relevante del biocarbón que se produce durante la pirólisis se forma con tamaños de partícula de pocos micrómetros, lo que supone un riesgo para la salud si estos pueden ser inhalados.

Otro problema está relacionado con la propia operación de una planta de pirólisis, las fugas que puedan producirse durante el procesado, el almacenamiento o el transporte del bioaceite deben ser controladas con mucho cuidado. Es muy probable que las personas en contacto con el producto desarrollen sensibilidades químicas a los vapores o al propio bio-óleo. [7]

6.4.- Modelado de las composiciones

Puesto que en secciones posteriores se realizará un diseño de los principales equipos de proceso, se ha considerado imprescindible tener una caracterización tanto de los gases de la pirólisis como de los vapores condensables para poder contar, al menos, con unas propiedades físicas aproximadas.

6.4.1.- Gases permanentes

Se muestra la composición aproximada de los gases no condensables producidos durante la pirólisis.

Tabla 6.3. Composición modelo de los gases permanentes de pirólisis. [9]

Compuesto	Símbolo	Fracción másica (kg/kg)
Dióxido de carbono	CO ₂	$4,199 \cdot 10^{-1}$
Monóxido de carbono	CO	$5,082 \cdot 10^{-1}$
Metano	CH ₄	$2,700 \cdot 10^{-3}$
Etano	C ₂ H ₆	$1,100 \cdot 10^{-2}$
Hidrógeno	H ₂	$4,550 \cdot 10^{-2}$
Propano	C ₃ H ₈	$1,180 \cdot 10^{-2}$
Amoníaco	NH ₃	$9,000 \cdot 10^{-4}$

6.4.2.- Vapores condensables, tars

Como se ha indicado anteriormente, los vapores condensables presentados están libres del agua que podría entrar en la pirólisis como humedad y solo contienen el agua generada en las reacciones.

Tabla 6.4. Composición modelo de los tars de pirólisis, exentos de agua de humedad. [9]

Compuesto	Símbolo	Fracción másica (kg/kg)
Agua	H ₂ O	$1,525 \cdot 10^{-1}$
Ácido fórmico	CH ₂ O ₂	$4,820 \cdot 10^{-2}$
Ácido acético	C ₂ H ₄ O ₂	$8,380 \cdot 10^{-2}$
Ácido propanoico	C ₃ H ₆ O ₂	$1,032 \cdot 10^{-1}$
Benceno	C ₆ H ₆	$1,090 \cdot 10^{-2}$
Tolueno	C ₇ H ₈	$3,210 \cdot 10^{-2}$
Fenol	C ₆ H ₆ O	$7,900 \cdot 10^{-3}$
Etilfenol	C ₈ H ₁₀ O	$5,370 \cdot 10^{-2}$
Metoxifenol	C ₇ H ₈ O ₂	$8,600 \cdot 10^{-3}$
Propil-Benzoato	C ₁₀ H ₁₂ O ₂	$2,311 \cdot 10^{-1}$
Furfural	C ₅ H ₄ O ₂	$2,680 \cdot 10^{-1}$

Estos vapores condensables de pirólisis (que no de humedad) se separarán en tres fracciones distintas según su volatilidad: tar pesado, tar medio y tar ligero en orden ascendiente de calidad. Aunque, por razones obvias, la composición de los tres tipos de tar será distinta, a efectos de cálculos todos tendrán unas propiedades de acuerdo a la composición ejemplificada en la tabla anterior.

6.5.- Diseño propuesto

Para seguir adecuadamente la descripción general del proceso que se hace en este apartado se recomienda revisar el PFD del proceso. También se dirige al lector a la sección de descripción de equipos, donde se explica cómo funciona el proceso en torno a cada uno de ellos.

6.5.1.- Descripción del proceso.

La instalación de pirólisis rápida comienza con la introducción de materia prima al proceso. Astillas de madera parcialmente secas con un 10% de humedad y una temperatura de 15 °C (temperatura ambiente), se introducen en el proceso con un tornillo sin fin (corriente 1) para ser fluidizadas por una inyección de gas de pirólisis a presión (corriente 18). La base de cálculo en biomasa seca es de 200 kg/h.

La corriente 2, formada por la unión de la 1 y la 18, se introduce en el reactor R-101, el cual opera a una temperatura constante de 825 K (551,85 °C) y una presión (que se considera también constante) de 200 kPa. Es un equipo de lecho fluidizado de arena donde entra la corriente 22 a 1000 K y 200 kPa para aportar energía al proceso mientras que ayuda a mantener suspendidas las partículas de sílice. La corriente 2 entra en este equipo a mayor presión que la de operación para garantizar la correcta penetración y dispersión de la biomasa, la cual se volatilizará formando gases no condensables, tar (o vapores condensables) y biocarbón.

La corriente de productos (corriente 3) del reactor y se lleva a un sistema de multiciclón y filtro de gases en caliente (S-101) donde tanto el biocarbón como la biomasa no reaccionada (corriente 4) se separan de la corriente gaseosa (corriente 5).

La corriente de gases (agua, gases de pirólisis y tar) entra a un condensador vertical de carcasa y tubos (E-101) donde esta se enfría a 200 °C (473,15 K) para que condense la primera fracción de tar como corriente 6 (tar pesado).

La salida de gases del primer condensador (corriente 7) llega a un quench (E-102) donde esta se lava con su propio condensado a 20 °C, alcanzándose una temperatura de equilibrio de 70 °C de forma rápida. Parte del líquido del fondo del quench se retira como tar medio (corriente 9) y el resto es recirculado al sistema como corriente 10, la cual se bombea a un intercambiador de carcasa y tubos (E-103) como corriente 11 para ser enfriada de nuevo a 20 °C y rociada por la parte superior del quench ya como corriente 12.

La corriente 13 sale del quench y entra en un último intercambiador de calor (E-104) donde esta se enfría a 20 °C para condensar ya completamente todo el tar arrastrado (como corriente 14) mientras que la fracción gaseosa sale como corriente 15.

Esta última corriente gaseosa, libre de todo vapor condensable, se lleva al compresor C-101, utilizado para mantener la circulación de gases en toda la instalación, saliendo como corriente 16, la cual se divide en la 17, la 19 y la 21. La corriente 17 vuelve a comprimirse (en C-102) a una presión superior a la del sistema para pasar a ser la corriente 18 y ser recirculada para fluidizar la alimentación y garantizar su penetración en el reactor. La corriente 19 representa la generación neta de gases de pirólisis en la reacción, por lo que esta se lleva a un horno (F-101) para ser quemada junto con gas propano y aire de modo que la corriente 21 sea calentada en este hasta los 1000 K de la corriente 22, recirculada para fluidizar el reactor y aportar energía al mismo. Los humos del horno son recogidos como la corriente 20.

6.5.2.- Entradas

Se considera que la instalación tiene una única entrada y esta se corresponde con la corriente 1. Ni el aire ni el propano se consideran entradas de materia del sistema ya que se engloban dentro de las utilidades.

Obviamente, las astillas de madera con un 10% de humedad no se obtienen directamente de la naturaleza. Debe existir una estación de pretratamiento de la biomasa pero esta no se considera dentro del diseño de la planta pirólisis, la materia prima se compra a un tercero.

Aunque la instalación está diseñada para poder tratar diferentes tipos de biomasa, el diseño base está referido a astillas de pino de 1 mm de tamaño medio con densidad de 400 kg/m³.

6.5.3.- Salidas

La salida del sistema con menor valor posiblemente sea la de los humos del horno F-101. Su composición es fundamentalmente dióxido de carbono, agua, nitrógeno y oxígeno que pueden verterse directamente a la atmosfera. Sin embargo, su temperatura de salida, en torno a 200 °C, es potencialmente aprovechable y estos podrían acoplarse a la instalación de pretratamiento de la madera para su secado.

Por otro lado está el biocarbón y biomasa no reaccionada, que tienen multitud de usos energéticos, su representación en la corriente 4 muestra una temperatura igual a la de reacción, por lo que debería haber un enfriamiento posterior o ser utilizados directamente como combustible para la instalación de pretratamiento de la materia prima.

Finalmente están las tres salidas de bioaceite, tar ligero, tar medio y tar pesado. La necesidad de separar en tres fracciones distintas el producto tiene fundamentos tanto de calidad como de operación.

El tar pesado se condensa inicialmente a alta temperatura para sacarlo cuanto antes del sistema y poder retirar la mayor parte del producto en el quench sin los problemas de operación que acarrea la presencia de la fracción más pesada en el condensado, recirculado constantemente. Por otro lado, debe haber una tercera unidad de condensación para llegar a temperaturas más bajas que las alcanzadas en el quench y garantizar la condensación total del bioaceite.

La idea es que el tar pesado sea directamente mezclado con metanol o etanol para maximizar su estabilidad y que tanto el tar ligero como el pesado sean mezclados y retirados como producto de mayor calidad.

6.5.4.- Utilidades

Las principales utilidades del proceso se refieren al enfriamiento. Se utiliza agua de refrigeración para el intercambiador E-101 y agua refrigerada para el E-103 y E-104, estas utilidades deben venir de otra instalación auxiliar, del mismo modo que la biomasa pretratada.

Finalmente, también se consideran utilidades el propano utilizado en el horno y el aire usado para la combustión en este. El propano puede provenir simplemente de un depósito adjunto a temperatura ambiente y el aire se puede tomar directamente de la atmosfera.

7. Tabla de corrientes

	CORRIENTE 1		CORRIENTE 2		CORRIENTE 3		CORRIENTE 4	
PRESIÓN INICIAL	420,0	kPa	420,0	kPa	200,0	kPa	170,0	kPa
PRESIÓN FINAL	420,0	kPa	400,0	kPa	190,0	kPa	170,0	kPa
TEMPERATURA	288,2	K	288,2	K	825,0	K	825,0	K
BIOMASA, W	200,0	kg/h	200,0	kg/h	10,8	kg/h	10,8	kg/h
GASES, G	0,0	kg/h	14,8	kg/h	933,5	kg/h	0,0	kg/h
CHAR, C	0,0	kg/h	0,0	kg/h	8,6	kg/h	8,6	kg/h
TARS, T	0,0	kg/h	0,0	kg/h	119,6	kg/h	0,0	kg/h
AGUA, A	22,2	kg/h	22,2	kg/h	22,2	kg/h	0,0	kg/h
	CORRIENTE 5		CORRIENTE 6		CORRIENTE 7		CORRIENTE 8	
PRESIÓN INICIAL	170,0	kPa	150,0	kPa	150,0	kPa	130,0	kPa
PRESIÓN FINAL	160,0	kPa	150,0	kPa	140,0	kPa	130,0	kPa
TEMPERATURA	825,0	K	473,2	K	473,2	K	343,2	K
BIOMASA, W	0,0	kg/h	0,0	kg/h	0,0	kg/h	0,0	kg/h
GASES, G	933,5	kg/h	0,0	kg/h	933,5	kg/h	0,0	kg/h
CHAR, C	0,0	kg/h	0,0	kg/h	0,0	kg/h	0,0	kg/h
TARS, T	119,6	kg/h	29,9	kg/h	89,7	kg/h	2966,7	kg/h
AGUA, A	22,2	kg/h	0,0	kg/h	22,2	kg/h	918,7	kg/h
	CORRIENTE 9		CORRIENTE 10		CORRIENTE 11		CORRIENTE 12	
PRESIÓN INICIAL	130,0	kPa	130,0	kPa	170,0	kPa	150,0	kPa
PRESIÓN FINAL	130,0	kPa	120,0	kPa	160,0	kPa	140,0	kPa
TEMPERATURA	343,2	K	343,2	K	343,2	K	293,2	K
BIOMASA, W	0,0	kg/h	0,0	kg/h	0,0	kg/h	0,0	kg/h
GASES, G	0,0	kg/h	0,0	kg/h	0,0	kg/h	0,0	kg/h
CHAR, C	0,0	kg/h	0,0	kg/h	0,0	kg/h	0,0	kg/h
TARS, T	71,8	kg/h	2894,9	kg/h	2894,9	kg/h	2894,9	kg/h
AGUA, A	22,2	kg/h	896,5	kg/h	896,5	kg/h	896,5	kg/h

	CORRIENTE 13		CORRIENTE 14		CORRIENTE 15		CORRIENTE 16	
PRESIÓN INICIAL	130,0	kPa	110,0	kPa	110,0	kPa	250,0	kPa
PRESIÓN FINAL	120,0	kPa	110,0	kPa	100,0	kPa	250,0	kPa
TEMPERATURA	343,2	K	293,2	K	293,2	K	400,6	K
BIOMASA, W	0,0	kg/h	0,0	kg/h	0,0	kg/h	0,0	kg/h
GASES, G	933,5	kg/h	0,0	kg/h	933,5	kg/h	933,5	kg/h
CHAR, C	0,0	kg/h	0,0	kg/h	0,0	kg/h	0,0	kg/h
TARS, T	17,9	kg/h	17,9	kg/h	0,0	kg/h	0,0	kg/h
AGUA, A	0,0	kg/h	0,0	kg/h	0,0	kg/h	0,0	kg/h
	CORRIENTE 17		CORRIENTE 18 ⁽¹⁾		CORRIENTE 19		CORRIENTE 20 ⁽²⁾	
PRESIÓN INICIAL	250,0	kPa	430,0	kPa	250,0	kPa	100,0	kPa
PRESIÓN FINAL	240,0	kPa	420,0	kPa	240,0	kPa	100,0	kPa
TEMPERATURA	400,6	K	288,2	K	400,6	K	476,1	K
BIOMASA, W	0,0	kg/h	0,0	kg/h	0,0	kg/h	0,0	kg/h
GASES, G	14,8	kg/h	14,8	kg/h	61,0	kg/h	394,2	kg/h
CHAR, C	0,0	kg/h	0,0	kg/h	0,0	kg/h	0,0	kg/h
TARS, T	0,0	kg/h	0,0	kg/h	0,0	kg/h	0,0	kg/h
AGUA, A	0,0	kg/h	0,0	kg/h	0,0	kg/h	0,0	kg/h
	CORRIENTE 21		CORRIENTE 22					
PRESIÓN INICIAL	250,0	kPa	210,0	kPa				
PRESIÓN FINAL	240,0	kPa	200,0	kPa				
TEMPERATURA	400,6	K	1000,0	K				
BIOMASA, W	0,0	kg/h	0,0	kg/h				
GASES, G	857,7	kg/h	857,7	kg/h				
CHAR, C	0,0	kg/h	0,0	kg/h				
TARS, T	0,0	kg/h	0,0	kg/h				
AGUA, A	0,0	kg/h	0,0	kg/h				

(1): La corriente se enfría con la refrigeración del compresor.

(2): Corriente formada por gases de combustión.



8. Descripción de los equipos

8.1.- Reactor de pirólisis R-101

8.1.1.- Descripción

El reactor R-101, es un recipiente de proceso con un lecho fluidizado de sílice que opera a una presión absoluta de 200 kPa (2 bar), que se considera constante a lo largo del mismo, con una temperatura de 825 K y un tiempo espacial de 0,5 s en la zona de reacción.

En la parte inferior de la carcasa, justo debajo del lecho, la corriente 22 (formada por la recirculación de gases de pirólisis) entra en el recipiente a una temperatura de 1000 K y 200 kPa. Esta corriente es la encargada de aportar todo el calor necesario para la reacción y al mismo tiempo fluidizar el lecho de arena de manera uniforme. Para ello, el lecho de arena se sostiene sobre una rejilla reforzada con boquillas de entrada de gas que permiten el flujo de este pero impiden que caiga arena a través del soporte.

También en la parte inferior de la carcasa, pero justo por encima del lecho, entra la corriente 2, formada por astillas de madera (con un 10% de humedad, y con 1 mm de tamaño medio) transportada por gas de pirólisis también recirculado. La temperatura de la corriente 2 se asume igual a la de la temperatura ambiente (15 °C) y su presión debe ser de aproximadamente 400 kPa para asegurar la penetración de la alimentación hasta el fondo del lecho. Por otro lado, para garantizar la uniformidad de la dispersión de la corriente 2 por la sección transversal del lecho, la introducción de esta corriente en el recipiente debe hacerse con varias entradas conectadas en orientación tangencial.

Asumiendo que el contacto íntimo de las corrientes 2 y 22 se produce desde el primer diferencial de altura en toda su sección transversal, se considera que en el momento de contacto se produce un intercambio súbito de calor, donde la corriente resultante sale a la temperatura de reacción, 825 K, sin que haya ningún tipo de cambio químico. En este intercambio se computa también la energía necesaria para vaporizar el agua de humedad presente en la corriente 2 y todo el calor de reacción de la propia pirólisis rápida.

La mezcla de gases (incluyendo ya el agua vaporizada) y partículas de biomasa asciende por el reactor a través del lecho fluidizado. En esta fase, la temperatura se considera constante (825 K) y es sólo a lo largo de la longitud del lecho expandido donde se asume que tiene lugar la pirólisis.

La velocidad de los gases que circulan por el lecho está calculada para que produzca el transporte total de las partículas de biomasa únicamente fluidizando la sílice. De este modo, las partículas de biomasa se mueven a modo de flujo pistón y su permanencia en el lecho viene únicamente determinado por la altura del mismo y la velocidad del gas. Para el diseño se toma el caudal de gas a través del lecho como constante e igual al gas de pirólisis de la corriente 3 (como valor medio para compensar la generación de gases y las variaciones de temperatura y presión en el lecho).

Evidentemente, este funcionamiento se trata de una simplificación para que sea factible diseñar el reactor. Realmente, tanto la pirólisis como la transferencia de calor se dan en todo el volumen del equipo pero, al desacoplar reacción y transferencia de calor los cálculos para el diseño del reactor se simplifican considerablemente y al mismo tiempo no es ningún disparate realizar todas las asunciones anteriormente especificadas.

Por un lado, la introducción de las dos corrientes de entrada no se realiza de manera homogénea en todo el volumen del recipiente y el flujo de estas a través del mismo no tiene por qué ser uniforme, por lo que se crean varias zonas de volumen muerto que se compensan considerando únicamente la zona del lecho expandido como única zona de reacción.

Por otro lado, la arena suspendida tiene la función de distribuir de forma homogénea las temperaturas en el reactor, manteniendo la temperatura global relativamente constante. Esta sílice suspendida cede calor en los procesos endotérmicos al mismo tiempo que se calienta por los gases de fluidización suministrados en la corriente 22 que aún no han sido totalmente enfriados.

Además, la presión en el reactor se puede considerar globalmente constante debido a la producción de gases y las altas porosidades de lecho que se alcanzarán durante la fluidización.

8.1.2.- Hojas de diseño

Se muestran a continuación las hojas de diseño del reactor R-101, donde se introducen todos los datos necesarios para su cálculo así como las principales consideraciones.

REACCIÓN				NOTAS DE DISEÑO					
TIPO DE REACCIÓN		Pirólisis rápida		Base de cálculo de 200 kg/h de biomasa seca. Desacoplamiento de reacción e intercambio de calor: Intercambio de calor inicial hasta la temperatura de reacción (825 K) sin transformaciones químicas, incluyendo el calor absorbido en la pirólisis y la vaporización de la humedad. Posterior reacción a temperatura constante. Buen aislamiento térmico, pérdidas de energía al ambiente despreciables.					
TIEMPO ESPACIAL		0,500	s						
CALOR DE REACCIÓN		2,550·10 ²	kJ/kg W						
RENDIMIENTO EN TARS		0,598	kg/kg W						
RENDIMIENTO EN GASES		0,305	kg/kg W						
RENDIMIENTO EN CHAR		0,043	kg/kg W						
CAPACIDADES CALORÍFICAS ⁽¹⁾ Y CALOR LATENTE DEL AGUA									
TEMPERATURA		BIOMASA (Pino)		GASES		AGUA líquida		AGUA vapor	
288,150	K	1,300	kJ·kg ⁻¹ ·K ⁻¹	1,577	kJ·kg ⁻¹ ·K ⁻¹	4,220	kJ·kg ⁻¹ ·K ⁻¹		
393,388	K (sat.)	1,300	kJ·kg ⁻¹ ·K ⁻¹			4,231	kJ·kg ⁻¹ ·K ⁻¹	2,288	kJ·kg ⁻¹ ·K ⁻¹
825,000	K	1,300	kJ·kg ⁻¹ ·K ⁻¹	1,841	kJ·kg ⁻¹ ·K ⁻¹			2,174	kJ·kg ⁻¹ ·K ⁻¹
1000,000	K	1,300	kJ·kg ⁻¹ ·K ⁻¹	1,912	kJ·kg ⁻¹ ·K ⁻¹	CALOR LATENTE ⁽²⁾		2200,448	kJ/kg
CORRIENTES ASOCIADAS									
	2			22		3		NOTAS ADICIONALES	
PRESIÓN	400,000	kPa	200,000	kPa	200,000	kPa	Relación másica de biomasa y agua sobre gas en la corriente 2 de 15: (A+W)/G = 15. Humedad en la corriente 8 del 10% en peso; Y _{H2O} = 0,1 kg/kg.		
TEMPERATURA	288,150	K	1000,000	K	825,000	K			
BIOMASA, W	200,000	kg/h	0,000	kg/h	10,800	kg/h			
GASES, G	14,815	kg/h	857,682	kg/h	933,497	kg/h			
CHAR, C	0,000	kg/h	0,000	kg/h	8,600	kg/h			
TARS, T	0,000	kg/h	0,000	kg/h	119,600	kg/h			
AGUA, A	22,222	kg/h	0,000	kg/h	22,222	kg/h			
NOTAS GENERALES									
HOJA DE DISEÑO N° 1 PARA R-101					(1) Propiedades medias obtenidas con la simulación en Aspen HYSYS de cada compuesto a la presión de operación, el gas de acuerdo a su composición modelo. (2) Obtenido con Aspen HYSYS a la saturación con la presión de operación. Metodología de cálculo recogida en sección 9.2.				

OPERACIÓN			NOTAS DE DISEÑO				
PARTÍCULA FLUIDIZADA	Sílice		<p>Caudal de fluidización referido al contenido en gases no condensables de la corriente 3. Se escoge arbitrariamente para aproximar a un flujo medio entre la entrada y la salida del lecho.</p> <p>Se considera que las partículas tienen un tamaño uniforme, la biomasa es arrastrada en modo flujo pistón y la sílice se fluidiza aproximándose todo lo posible al régimen turbulento.</p>				
PARTÍCULA ARRASTRADA	Biomasa						
GAS DE FLUIDIZACIÓN	Gas de pirólisis						
	933,497	kg/h					
	1637,052	m³/h					
TEMPERATURA	825,000	K					
PRESIÓN	200,000	kPa					
CARACTERÍSTICAS DE LA FLUIDIZACIÓN							
PARTÍCULAS					GAS DE FLUIDIZACIÓN		
	SÍLICE		BIOMASA		DENSIDAD ⁽²⁾	0,570	kg/m³
TAMAÑO	0,001	m	0,001	m	VISCOSIDAD ⁽²⁾	3,173·10 ⁻⁵	Pa·s
DENSIDAD	1600,000	kg/m³	400,000	kg/m³	VELOCIDAD DE DISEÑO	5,654	m/s
VELOCIDAD MF ⁽¹⁾	0,317	m/s			RE. CRÍTICO ⁽³⁾	119,655	
VELOCIDAD TERMINAL	6,708	m/s	2,694	m/s	RE. DE OPERACIÓN ⁽³⁾	101,604	
LECHO DE ARENA			NOTAS ADICIONALES				
LONGITUD LECHO MF ⁽¹⁾	1,066	m	<p>Se calcula la masa de sílice a partir de la porosidad de operación.</p> <p>La porosidad mínima de fluidización es un valor heurístico para partículas esféricas de sílice obtenido de bibliografía.</p>				
LONGITUD LECHO EXP. ⁽⁴⁾	2,827	m					
DIÁMETRO DE DISEÑO	0,320	m					
MASA DE SÍLICE	81,635	kg					
POROSIDAD MF ⁽¹⁾	0,400						
POROSIDAD DE OP.	0,776						
NOTAS GENERALES							
HOJA DE DISEÑO N° 2 PARA R-101				(1) Referido a la velocidad mínima de fluidización.			
				(2) Propiedad obtenida de la simulación en Aspen HYSYS con la composición modelo del gas de pirólisis a las condiciones de operación.			
				(3) Referido a las partículas de sílice.			
				(4) Con relación al lecho expandido a la velocidad de diseño.			
				Metodología de cálculo recogida en sección 9.2.			

OPERACIÓN			NOTAS DE DISEÑO					
TEMPERATURA MÁXIMA	1000,000	K	Código de diseño según <i>ASME Boiler and Pressure Vessel Code VIII Division 1; Rules for Construction of Pressure Vessels</i> . Se desprecia el peso del lecho de sílice frente a la presión de diseño, por tanto todos los elementos mecánicos están sujetos a la misma presión y temperatura de diseño. Se usa la presión manométrica puesto que se debe soportar una diferencia de presión.					
PRESIÓN MÁXIMA	1,000	bar (g)						
TEMPERATURA DE DISEÑO	826,850	°C						
	1100,000	K						
PRESIÓN DE DISEÑO	1,100	bar (g)						
DISEÑO MECÁNICO								
CARCASA			CABEZAL SUPERIOR			CABEZAL INFERIOR		
MATERIAL	21Cr - 11Ni - N		MATERIAL	21Cr - 11Ni - N		MATERIAL	21Cr - 11Ni - N	
	ASME SA 240			ASME SA 240			ASME SA 240	
TIPO DE SOLDADURA	Double welded butt		TIPO DE SOLDADURA	Double welded butt		TIPO DE SOLDADURA	Double welded butt	
TIPO DE TEST	Spot radiography		TIPO DE TEST	Spot radiography		TIPO DE TEST	Spot radiography	
EFICACIA DE SOLDADURA	0,850		EFICACIA DE SOLDADURA	0,850		EFICACIA DE SOLDADURA	0,850	
MÁXIMO ESTRÉS MECÁNICO	8,190	MPa	MÁXIMO ESTRES MECÁNICO	8,190	MPa	MÁXIMO ESTRES MECÁNICO	8,190	MPa
COEFICIENTE DE SEGURIDAD	1,500		COEFICIENTE DE SEGURIDAD	1,500		COEFICIENTE DE SEGURIDAD	1,500	
MÁXIMO ESTRÉS CORR.	5,460	MPa	MÁXIMO ESTRÉS CORR.	5,460	MPa	MÁXIMO ESTRÉS CORR.	5,460	MPa
RADIO INTERNO	0,160	m	RADIO DE CORONA	0,320	m	RADIO DE CORONA	0,320	m
ESPESOR SIN CORROSIÓN ⁽¹⁾	3,847·10 ⁻³	m	ESPESOR SIN CORROSIÓN ⁽²⁾	6,728·10 ⁻³	m	ESPESOR SIN CORROSIÓN ⁽²⁾	6,728·10 ⁻³	m
TOLERANCIA A CORROSIÓN	4,000·10 ⁻³	m	TOLERANCIA A CORROSIÓN	4,000·10 ⁻³	m	TOLERANCIA A CORROSIÓN	4,000·10 ⁻³	m
ESPESOR DE DISEÑO	8,000·10 ⁻³	m	ESPESOR DE DISEÑO	0,011	m	ESPESOR DE DISEÑO	0,011	m

8.2.- Separador S-101

8.2.1.- Descripción

El separador S-101 es un sistema formado por un set de ciclones de alta eficiencia montados en paralelo y un elemento de filtración de gases en caliente acoplado a su salida.

La corriente de salida del reactor R-101 entra en el separador asumiendo que no se enfría en absoluto durante el trayecto y que sufre una caída de presión de 0,1 bar durante el mismo.

Esta corriente, la número 3, arrastra biocarbón y biomasa en forma de partículas de tamaño muy variado. Aunque la mayor parte de estos sólidos tiene un tamaño que permite que puedan ser retirados en un ciclón o sistema de ciclones, existe una fracción que simplemente es demasiado pequeña para ser retirada con efectividad (alrededor del 10%). [10]

Como se ha explicado en la sección 6.2 (Fisicoquímica de la pirólisis rápida), la biomasa contiene un porcentaje significativo (de 0,2% a 1%) de metales alcalinos que catalizan las reacciones de degradación del bioaceite. El carbón que sale de la pirólisis (en el que están contenidos estos metales) puede tener fracciones relevantes de partículas con tamaños que pueden incluso rondar los 5 µm.

Para solventar este problema, se acopla a la salida de los ciclones un sistema de filtrado de gases en caliente que elimine la totalidad de los sólidos en suspensión.

El NREL (National Renewable Energy Laboratory), perteneciente al gobierno de los Estados Unidos, ha investigado mucho en este aspecto que perjudica la estabilidad del bioaceite. Utilizando filtros de tela cerámica para gases calientes, este laboratorio pudo producir bioaceites con un contenido en biocarbón inferior a 10 ppm, con una estabilidad durante el almacenamiento muy mejorada. El aumento de la viscosidad con el tiempo en un bioaceite con 10 ppm de carbón es diez veces menor que en uno obtenido sin sistema de filtración. [10]

Los elementos de filtrado deben ser cerámicos para soportar las elevadas temperaturas de operación (soportan hasta 900 °C) y las duras condiciones de corrosión y ataque químico que producen los vapores de pirólisis. Estos pueden limpiarse usando aire comprimido con flujo inverso o “pulse-jet cleaning”. Un tipo de cerámica adecuado y usado por el NREL es el polvo cerámico sinterizado de SiC Dia-Schumalith, los filtros de acero inoxidable sinterizado no son adecuados ya que no son capaces de soportar la corrosión de los vapores. [10,11]



El equipo de filtración elegido es una unidad paquete ya diseñada y optimizada para operar en continuo permitiendo la regeneración sin tener que realizar una parada (con varios filtros en paralelo) utilizando el sistema de limpieza “pulse-jet cleaning”.

El equipo estará dimensionado para ocasionar una caída de presión tal que sumada a la del sistema de ciclones de alta eficiencia no supere los 0,2 bar.

Puesto que la severidad de la operación es similar a la del reactor R-101 y el equipo no se considera un recipiente a presión, se establece a modo de propuesta (en ningún caso vinculante) un diseño mecánico idéntico al de la carcasa del reactor, con los mismos materiales y espesores.

El tamaño de partícula de corte para el sistema de ciclones se establece aproximadamente en 130 μm mientras que el filtro acoplado a este eliminará toda partícula mayor de 5 μm .

8.2.2. Hoja de diseño

Se muestra a continuación la hoja de diseño para el sistema de ciclones y filtro que componen el separador S-101.

OPERACIÓN			NOTAS DE DISEÑO					
TEMPERATURA	825,000	K	Sistema de ciclones de alta eficiencia en paralelo con un sistema de filtración de gases en caliente, cerámico y con regeneración sin parada. El multiciclón elimina las partículas mayores de 130 µm, aproximadamente el 90% de las mismas, y el sistema de filtración separa el resto. Diseño mecánico idéntico al de la carcasa del reactor R-101.					
PRESIÓN	190,000	kPa						
CAUDAL DE GAS	1075,319	kg/h						
	1843,509	m³/h						
PARTÍCULAS	Char y biomasa							
MÁXIMA CAÍDA DE PRESIÓN	0,200	bar						
CORRIENTES ASOCIADAS								
	3		4		5		NOTAS ADICIONALES	
PRESIÓN	190,000	kPa	170,000	kPa	170,000	kPa	Separación completa de partículas en el sistema multiciclón-filtro.	
TEMPERATURA	825,000	K	825,000	K	825,000	K		
BIOMASA, W	10,800	kg/h	10,800	kg/h	0,000	kg/h		
GASES, G	933,497	kg/h	0,000	kg/h	933,497	kg/h		
CHAR, C	8,600	kg/h	8,600	kg/h	0,000	kg/h		
TARS, T	119,600	kg/h	0,000	kg/h	119,600	kg/h		
AGUA, A	22,222	kg/h	0,000	kg/h	22,222	kg/h		
CÁLCULO DEL SEPARADOR								
SET DE CICLONES			VALORES POR CICLÓN					
CAUDAL DE GAS	1843,509	m³/h			ESCALADO		ESTÁNDAR	
DENSIDAD DE GAS ⁽¹⁾	0,583	kg/m³	SECCIÓN POR CICLÓN		3,414·10 ⁻³	m²	0,004	m²
DENSIDAD DE PARTÍCULA ⁽²⁾	400,000	Pa·s	DIÁMETRO DE CICLÓN		0,185	m	0,203	m
VELOCIDAD ESTÁNDAR ⁽³⁾	15,000	m/s	CAUDAL POR CICLÓN		0,051	m³/s	0,062	m³/s
SECCIÓN TOTAL	3,414·10 ⁻²	m²	VISCOSIDAD DE GAS ⁽¹⁾		3,11·10 ⁻⁵	Pa·s	1,800·10 ⁻⁵	Pa·s
CICLONES EN PARALELO	10,000	Ciclones	DELTA DE DENSIDAD ⁽⁴⁾		399,417	kg/m³	2000,000	kg/m³
MATERIAL	21Cr - 11Ni - N; ASME SA 240		FACTOR DE ESCALA		2,808		1,000	
ESPESOR DE DISEÑO	0,008	m	TAMAÑO DE CORTE ⁽⁵⁾		126,614	µm	45,094	µm
CAÍDA DE PRESIÓN EN CICLÓN			SISTEMA DE FILTRACIÓN			NOTAS ADICIONALES		
SECCIÓN DE SALIDA	6,703·10 ⁻³	m²	MATERIAL ⁽⁶⁾		Dia-Schumalith		Caída de presión en el filtro establecida como la máxima permisible.	
RADIO TUBERÍA SALIDA	0,046	m			Carburo de Silicio			
RADIO CÍRCULO TAN.	0,074	m	TAMAÑO DE CORTE ⁽⁵⁾		5,000	µm		
PARÁMETRO DE CAÍDA	0,900		TIPO DE LIMPIEZA		Pulse-jet cleaning			
CAÍDA DE PRESIÓN	0,329	kPa	CAÍDA DE PRESIÓN		19,671	kPa		
NOTAS GENERALES								
HOJA DE DISEÑO PARA S-102				(1) Obtenido con Aspen HYSYS mediante la creación de una corriente con gases de pirólisis, tars y agua a presión y temperatura de operación. (2) Densidad de partícula tomada como la de biomasa. (3) Velocidad de diseño del ciclón, por bibliografía. (4) Diferencia entre la densidad de la partícula y el gas. (5) Mínimo tamaño de partícula que puede ser retirado totalmente. (6) Polvo cerámico de SiC sinterizado Dia-Schumalith.				
				Metodología de cálculo recogida en sección 9.3.				

8.3.- Condensador parcial E-101

8.3.1.- Descripción

La corriente de salida del separador S-101 llega al primer intercambiador de calor después de haber sufrido una caída de presión de 0,1 bar (la máxima permisible) y se asume que llega a la temperatura de reacción, 825 K. Se trata de un condensador parcial donde la corriente de entrada se enfría hasta 200 °C condensando el 25% del caudal másico de tar presente en forma de tar pesado.

Este porcentaje de condensación es aproximado y obtenido de bibliografía ya que la obtención de datos de equilibrio líquido-vapor de mezclas tan complejas como los tars no es viable en Aspen HYSYS (es adecuado para obtener propiedades medias aproximadas pero no proporciona datos realistas de los equilibrios líquido-vapor). [9]

Es un condensador vertical de carcasa y tubos donde el vapor entra por la parte superior para evitar la inundación. El fluido de proceso, por ser muy sucio y corrosivo va por tubos para mayor facilidad de limpieza mientras que para el enfriamiento se usa agua de refrigeración, que va en carcasa a 2 bar y se calienta desde 30 °C a 50 °C.

La carcasa tiene una zona donde se realiza el intercambio de calor, donde están los tubos colocados, y una zona inferior, que no está en contacto con el agua de refrigeración, donde vierten los tubos y el condensado se separa del vapor.

No se contempla el diseño de un separador flash a la salida del condensador ya que se asume que la acumulación de líquido en el cabezal inferior es mínima y la altura de la sección de separación es suficiente para la separación entre fases.

Se permite como máximo una caída de presión de 0,1 bar tanto en carcasa como en tubos.

8.3.2. Hojas de diseño

Se muestran en esta sección las hojas donde se recogen todos os datos relevantes para el diseño del intercambiador.

DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO			NOTAS DE DISEÑO			
TIPO DE EQUIPO	Intercambiador de carcasa-tubos, vertical		Balances realizados asumiendo que condensa el 25% del tar. Separación total de fases a la salida del intercambiador.			
SERVICIO	Enfriamiento y condensación parcial					
FLUIDO TUBOS	Corriente 5					
FLUIDO CARCASA	Agua de refrigeración					
TIPO DE FLUJO	Contracorriente					
CORRIENTES ASOCIADAS						
	5		6		7	
PRESIÓN	160,000	kPa	150,000	kPa	150,000	kPa
TEMPERATURA	825,000	K	473,150	K	473,150	K
BIOMASA, W	0,000	kg/h	0,000	kg/h	0,000	kg/h
GASES, G	933,497	kg/h	0,000	kg/h	933,497	kg/h
CHAR, C	0,000	kg/h	0,000	kg/h	0,000	kg/h
TARS, T	119,600	kg/h	29,900	kg/h	89,700	kg/h
AGUA, A	22,222	kg/h	0,000	kg/h	22,222	kg/h
OPERACIÓN						
TUBOS			CARCASA			
CAUDAL	1075,319	kg/h	CAUDAL		9049,109	kg/h
TEMPERATURA DE ENTRADA	825,000	K	TEMPERATURA DE ENTRADA		303,150	K
TEMPERATURA DE SALIDA	473,150	K	TEMPERATURA DE SALIDA		323,150	K
PRESIÓN	160,000	kPa	PRESIÓN		200,000	kPa
CAMBIO DE FASE	Condensación		CAMBIO DE FASE	No		
CAUDAL DE CAMBIO DE FASE	29,900	kg/h	CAUDAL DE CAMBIO DE FASE			
CALOR LATENTE	2998,500	kJ/kg	CALOR LATENTE			
CALOR DE CAMBIO DE FASE	89655,150	kJ/h	CALOR DE CAMBIO DE FASE			
CALOR SENSIBLE	675356,517	kJ/h	CALOR SENSIBLE		765011,667	kJ/h
CALOR INTERCAMBIADO	765011,667	kJ/h	CALOR INTERCAMBIADO		765011,667	kJ/h
PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS ⁽¹⁾						
TUBOS			CARCASA			
CALOR ESPECÍFICO	1,785	kJ·kg ⁻¹ ·K ⁻¹	CALOR ESPECÍFICO		4,227	kJ·kg ⁻¹ ·K ⁻¹
DENSIDAD	0,624	kg/m ³	DENSIDAD		996,000	kg/m ³
VISCOSIDAD	2,541·10 ⁻⁵	Pa·s	VISCOSIDAD		0,001	Pa·s
CONDUCTIVIDAD TÉRMICA	0,103	W·m ⁻¹ ·K ⁻¹	CONDUCTIVIDAD TÉRMICA		0,632	W·m ⁻¹ ·K ⁻¹
NOTAS GENERALES						
HOJA DE DISEÑO N° 1 PARA E-101			(1) Propiedades de las corrientes tomadas a presión de entrada y temperatura media (o de saturación para el calor latente), se obtienen simulando la corriente 5 para el fluido de proceso, tar puro para el calor latente y agua pura para el agua de refrigeración en Aspen HYSYS.			
			Metodología de cálculo en la sección 9.4.			

CONSIDERACIONES TÉCNICAS			NOTAS DE DISEÑO		
MÁXIMA CAÍDA DE PRESIÓN EN TUBOS	0,100	bar	Diseño del intercambiador según código TEMA: "Standards of the Tubular Exchanger Manufacturers Association".		
MÁXIMA CAÍDA DE PRESIÓN EN CARCASA	0,100	bar			
ENSUCIAMIENTO EN CARCASA	Bajo		Cálculo de los coeficientes de transmisión de calor sin considerar cambio de fase, utilizando propiedades medias.		
ENSUCIAMIENTO EN TUBOS	Elevado				
DIMENSIONES					
TUBOS			CARCASA		
MATERIAL ⁽¹⁾	16Cr - 12Ni - 2Mo - Ti; 316Ti		MATERIAL ⁽¹⁾	16Cr - 12Ni - 2Mo - Ti; 316Ti	
DIÁMETRO EXTERNO	0,030	m	DIÁMETRO EXTERNO	Por diseño mecánico	
ESPESOR	0,002	m	ESPESOR	Por diseño mecánico	
DIÁMETRO INTERNO	0,026	m	DIÁMETRO INTERNO	0,225	m
LONGITUD	2,440	m	LONGITUD	3,000	m
SUPERFICIE POR TUBO	0,230	m ²	LONGITUD TUBOS ⁽²⁾	2,440	m
CONDUCTIVIDAD TÉRMICA ⁽³⁾	16,000	W·m ⁻¹ ·K ⁻¹	LONGITUD FLASH ⁽²⁾	0,560	m
Nº DE TUBOS	15,000	Tubos	DIÁMETRO DEL HAZ DE TUBOS	0,205	m
PITCH	Cuadrado		HOLGURA DE CARCASA	0,020	m
	3,750E-02	m	DISTANCIA ENTRE BAFLES ⁽⁴⁾	0,113	m
PASOS POR TUBO	1,000	Pasos	DIÁMETRO EQUIVALENTE	0,030	m
SECCIÓN AL FLUJO	7,621·10 ⁻³	m ²	SECCIÓN AL FLUJO	5,063·10 ⁻³	m ²
CAÍDAS DE PRESIÓN Y TRANSMISIÓN DE CALOR					
COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSMISIÓN INICIAL	500,000	W·m ⁻² ·K ⁻¹	DIFERENCIA DE TEMPERATURA MEDIA LOGARÍTMICA	306,558	K
SUPERFICIE DE INTERCAMBIO DE CALOR	3,301	m ²	COEFICIENTE R	0,674	
COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSMISIÓN FINAL	210,000	W·m ⁻² ·K ⁻¹	COEFICIENTE S	0,038	
DIFERENCIA DE TEMPERATURA MEDIA	306,558	K	FACTOR DE CORRECCIÓN DE TEMPERATURA	1,000	
TUBOS			CARCASA		
VELOCIDAD	62,782	m/s	VELOCIDAD	0,499	m/s
REYNOLDS	40104,619		REYNOLDS	22576,116	
FACTOR DE FRICCIÓN	3,567·10 ⁻³		FACTOR DE FRICCIÓN	4,545·10 ⁻²	
CAÍDA DE PRESIÓN CALCULADA	6,371·10 ⁻²	bar	CAÍDA DE PRESIÓN CALCULADA	7,414·10 ⁻²	bar
PRANDTL	4,391·10 ⁻⁴		PRANDTL	4,361·10 ⁻³	
NUSELT	7,885		NUSELT	16,946	
COEFICIENTE DE TRANSMISIÓN INTERNO	31,329	W·m ⁻² ·K ⁻¹	FACTOR DE TRANSMISIÓN EN CARCASA	4,512·10 ⁻³	
COEFICIENTE DE ENSUCIAMIENTO	1000,000	W·m ⁻² ·K ⁻¹	COEFICIENTE DE TRANSMISIÓN EXTERNO	361,258	W·m ⁻² ·K ⁻¹
			COEFICIENTE DE ENSUCIAMIENTO	3000,000	W·m ⁻² ·K ⁻¹
NOTAS GENERALES					
HOJA DE DISEÑO Nº 2 PARA E-101			(1) Material de tubos seleccionado para corrosión, acero inoxidable. (2) Una sección donde se acomodan los tubos y otra para la separación flash. (3) Conductividad térmica aproximada del acero inoxidable. (4) Mitad del diámetro interno de la carcasa.		
			Metodología de cálculo en la sección 9.4.		

OPERACIÓN			NOTAS DE DISEÑO					
TEMPERATURA MÁXIMA	825,000	K	Código de diseño según <i>ASME Boiler and Pressure Vessel Code VIII Division 1; Rules for Construction of Pressure Vessels</i> . Todos los elementos mecánicos están sujetos a la misma presión y temperatura de diseño. Se usa la presión manométrica puesto que se debe soportar una diferencia de presión.					
PRESIÓN MÁXIMA	1,000	bar (g)						
TEMPERATURA DE DISEÑO	634,350	°C						
	907,500	K						
PRESIÓN DE DISEÑO	1,100	bar (g)						
DISEÑO MECÁNICO								
CARCASA			CABEZAL SUPERIOR			CABEZAL INFERIOR		
MATERIAL	16Cr - 12Ni - 2Mo - Ti	MATERIAL	16Cr - 12Ni - 2Mo - Ti	MATERIAL	16Cr - 12Ni - 2Mo - Ti	MATERIAL	16Cr - 12Ni - 2Mo - Ti	MATERIAL
	ASME SA 240 316Ti		ASME SA 240 316Ti		ASME SA 240 316Ti			
TIPO DE SOLDADURA	Double welded butt	TIPO DE SOLDADURA	Double welded butt	TIPO DE SOLDADURA	Double welded butt	TIPO DE SOLDADURA	Double welded butt	TIPO DE SOLDADURA
TIPO DE TEST	Spot radiography	TIPO DE TEST	Spot radiography	TIPO DE TEST	Spot radiography	TIPO DE TEST	Spot radiography	TIPO DE TEST
EFICACIA DE SOLDADURA	0,850		EFICACIA DE SOLDADURA	0,850		EFICACIA DE SOLDADURA	0,850	
MÁXIMO ESTRÉS MECÁNICO	50,400	MPa	MÁXIMO ESTRES MECÁNICO	50,400	MPa	MÁXIMO ESTRES MECÁNICO	50,400	MPa
COEFICIENTE DE SEGURIDAD	1,500		COEFICIENTE DE SEGURIDAD	1,500		COEFICIENTE DE SEGURIDAD	1,500	
MÁXIMO ESTRÉS CORR.	33,600	MPa	MÁXIMO ESTRÉS CORR.	33,600	MPa	MÁXIMO ESTRÉS CORR.	33,600	MPa
RADIO INTERNO	0,126	m	RADIO DE CORONA	0,252	m	RADIO DE CORONA	0,252	m
ESPESOR SIN CORROSIÓN ⁽¹⁾	4,864·10 ⁻⁴	m	ESPESOR SIN CORROSIÓN ⁽²⁾	8,593·10 ⁻⁴	m	ESPESOR SIN CORROSIÓN ⁽²⁾	8,593·10 ⁻⁴	m
TOLERANCIA A CORROSIÓN	4,000·10 ⁻³	m	TOLERANCIA A CORROSIÓN	4,000·10 ⁻³	m	TOLERANCIA A CORROSIÓN	4,000·10 ⁻³	m
ESPESOR DE DISEÑO	5,000·10 ⁻³	m	ESPESOR DE DISEÑO	5,000·10 ⁻³	m	ESPESOR DE DISEÑO	5,000·10 ⁻³	m

8.4.- Quench E-102

8.4.1.- Descripción

En este equipo la corriente de salida del primer intercambiador, después de caer su presión aproximadamente 0,1 bar en la línea de conexión, entra a un intercambiador de calor de contacto directo tipo quench a 200 °C y 140 kPa.

Se busca este tipo de intercambio de calor porque los vapores, después del enfriamiento, tienden a formar aerosoles, fenómeno que se intensifica por la gran cantidad de gas no condensable presente, haciendo muy difícil la separación. Por tanto, con este tipo de equipo se busca “lavar” estos vapores de modo eficaz, arrastrando los aerosoles y separándolos de la fase no condensable. [7,12]

Aquí, la corriente gaseosa se mezcla con una corriente de líquido pulverizada por la parte superior de la columna, el líquido se calienta sin evaporar mientras que los vapores se enfrían y condensan parcialmente.

Esta estrategia no se utiliza como primer enfriamiento porque el líquido usado para tal fin es el propio bioaceite condensado de la corriente de proceso, el cual se recircula y enfría para ser pulverizado de nuevo. Si esto se hiciese al principio, el tar pesado sería una fracción importante de este líquido, con todos los problemas que acarrea su mala reología, siendo muy difícil de pulverizar, atascando las línea de recirculación o incluso dañando la bomba. Sin embargo, al haber retirado ya los componentes más pesados del tar de la corriente gaseosa, el líquido recirculado es ahora tar medio, mucho menos viscoso y con menos tendencia a polimerizar y dañar los equipos.

Para evitar la inundación de la columna, tanto el líquido de enfriamiento como la corriente gaseosa entran por la parte superior de la carcasa, a modo de corriente directa. Se establece que los gases deben enfriarse hasta 70 °C por lo que se introduce el tar medio subenfriado a una temperatura de 20 °C permitiendo que se caliente hasta 70 °C. Se asume que el equilibrio térmico se alcanza rápidamente y que aproximadamente el 80% del tar de la entrada condensa a esa temperatura (fracción llamada tar medio) así como toda el agua de humedad.

8.4.2.- Hojas de diseño

OPERACIÓN			NOTAS DE DISEÑO							
TIPO DE EQUIPO	Quench		Intercambiador de calor de contacto directo tipo quench, con columna simple. Se asume que el equilibrio térmico se alcanza rápidamente en el equipo por lo que se considera que el dimensionamiento no es crítico. Condensación del 80% del tar arrastrado por la corriente 7. Se permite una caída de presión máxima en el equipo de 0,1 bar de acuerdo con la heurística.							
TIPO DE FLUJO	Corriente directa									
CORRIENTE CALIENTE	Corriente 7									
CORRIENTE FRÍA	Corriente 12									
CAÍDA DE PRESIÓN	0,100	bar								
CORRIENTES ASOCIADAS										
	7		8		9		12		13	
PRESIÓN	140,000	kPa	130,000	kPa	130,000	kPa	140,000	kPa	130,000	kPa
TEMPERATURA	473,150	K	343,150	K	343,150	K	293,150	K	343,150	K
BIOMASA, W	0,000	kg/h	0,000	kg/h	0,000	kg/h	0,000	kg/h	0,000	kg/h
GASES, G	933,497	kg/h	0,000	kg/h	0,000	kg/h	0,000	kg/h	933,497	kg/h
CHAR, C	0,000	kg/h	0,000	kg/h	0,000	kg/h	0,000	kg/h	0,000	kg/h
TARS, T	89,700	kg/h	2966,688	kg/h	71,760	kg/h	2894,928	kg/h	17,940	kg/h
AGUA, A	22,222	kg/h	918,698	kg/h	22,222	kg/h	896,476	kg/h	0,000	kg/h
DISEÑO										
PROPIEDADES MEDIAS ⁽¹⁾			DISEÑO TÉRMICO			DIMENSIONADO ⁽²⁾				
Cp DE CORRIENTE 7	1,594	kJ·kg ⁻¹ ·K ⁻¹	TEMPERATURA FINAL	343,150	K	RELACIÓN DE ASPECTO	3			
Cp DE CORRIENTE 12	2,583	kJ·kg ⁻¹ ·K ⁻¹	CALOR	489659,834	kJ/h	DIÁMETRO DE CARCASA	1		m	
CAMBIO FASE DE TAR	3113,868	kJ/kg	CAUDAL DE C.12	3791,404	kg/h	LONGITUD DE CARCASA	3		m	
CAMBIO FASE DE AGUA	2230,986	kJ/kg	RELACIÓN T/A EN C.12	3,229						

OPERACIÓN			NOTAS DE DISEÑO					
TEMPERATURA MÁXIMA	473,150	K	<div>Código de diseño según <i>ASME Boiler and Pressure Vessel Code VIII Division 1; Rules for Construction of Pressure Vessels</i>.</div> <div>Todos los elementos mecánicos están sujetos a la misma presión y temperatura de diseño.</div> <div>Se usa la presión manométrica puesto que se debe soportar una diferencia de presión.</div>					
PRESIÓN MÁXIMA	0,400	bar (g)						
TEMPERATURA DE DISEÑO	247,315	°C						
	520,465	K						
PRESIÓN DE DISEÑO	0,440	bar (g)						
DISEÑO MECÁNICO								
CARCASA			CABEZAL SUPERIOR			CABEZAL INFERIOR		
MATERIAL	16Cr - 12Ni - 2Mo - Ti		MATERIAL	16Cr - 12Ni - 2Mo - Ti		MATERIAL	16Cr - 12Ni - 2Mo - Ti	
	ASME SA 240 316Ti			ASME SA 240 316Ti			ASME SA 240 316Ti	
TIPO DE SOLDADURA	Double welded butt		TIPO DE SOLDADURA	Double welded butt		TIPO DE SOLDADURA	Double welded butt	
TIPO DE TEST	Spot radiography		TIPO DE TEST	Spot radiography		TIPO DE TEST	Spot radiography	
EFICACIA DE SOLDADURA	0,850		EFICACIA DE SOLDADURA	0,850		EFICACIA DE SOLDADURA	0,850	
MÁXIMO ESTRÉS MECÁNICO	125,000	MPa	MÁXIMO ESTRES MECÁNICO	125,000	MPa	MÁXIMO ESTRES MECÁNICO	125,000	MPa
COEFICIENTE DE SEGURIDAD	1,500		COEFICIENTE DE SEGURIDAD	1,500		COEFICIENTE DE SEGURIDAD	1,500	
MÁXIMO ESTRÉS CORR.	83,333	MPa	MÁXIMO ESTRÉS CORR.	83,333	MPa	MÁXIMO ESTRÉS CORR.	83,333	MPa
RADIO INTERNO	0,500	m	RADIO DE CORONA	1,000	m	RADIO DE CORONA	1,000	m
ESPESOR SIN CORROSIÓN ⁽¹⁾	3,107·10 ⁻⁴	m	ESPESOR SIN CORROSIÓN ⁽²⁾	5,498·10 ⁻⁴	m	ESPESOR SIN CORROSIÓN ⁽²⁾	5,498·10 ⁻⁴	m
TOLERANCIA A CORROSIÓN	4,000·10 ⁻³	m	TOLERANCIA A CORROSIÓN	4,000·10 ⁻³	m	TOLERANCIA A CORROSIÓN	4,000·10 ⁻³	m
ESPESOR DE DISEÑO	5,000·10 ⁻³	m	ESPESOR DE DISEÑO	5,000·10 ⁻³	m	ESPESOR DE DISEÑO	5,000·10 ⁻³	m
NOTAS GENERALES								
HOJA DE DISEÑO Nº 2 PARA E-102					(1) Calculado por el código de diseño para carcasa con uniones longitudinales.			
					(2) Calculado para radio de nudillo del 6% del radio de corona y este igual al diámetro interno de la carcasa.			
					Metodología de cálculo recogida en sección 9.4.			

8.5.- Intercambiador E-103 y bomba P-101

8.5.1.- Descripción

La corriente 8 a la salida del quench E-102 se divide en dos caudales, la corriente 9 y la 10, esta última recirculándose de nuevo al quench a través de un bombeo, pasando a ser la corriente 11 y enfriándose en el intercambiador E-103 saliendo ya como corriente 12.

Puesto que la máxima caída de presión en las líneas es de 0,1 bar y recordando que la corriente 12 entra a 140 kPa al quench, esta saldrá del intercambiador de calor a 150 kPa entrando la corriente 11 a 160 kPa (si se permite una caída máxima de presión de 0,1 bar en el equipo).

Así, la corriente 11, entra a un intercambiador de carcasa y tubos a una presión de 160 kPa y a una temperatura de 70 °C, enfriándose hasta 20 °C con agua refrigerada en contracorriente que entra a 5 °C y se calienta hasta 15 °C (con una presión de entrada de 2 bar).

El fluido de proceso circula por tubos porque, aunque se trate de un bioaceite más fluido y menos sucio que el tar pesado, puede igualmente producir los mismos problemas que este último, aunque en menor intensidad. La relativamente elevada proporción de agua de esta corriente permite de todos modos operar sin esperar demasiados problemas característicos de la reología del fluido.

Este equipo tiene asociada una bomba centrífuga que se dedica a comprimir la corriente 10, que entra a 120 kPa después de haber perdido 0,1 bar de caída de presión (se puede asumir que la corriente 8 no tiene caída de presión), hasta una presión de 170 kPa, necesaria para compensar la pérdida de 0,1 bar hasta su llegada al intercambiador.

8.5.2.- Hojas de diseño

Se muestran en esta sección las hojas donde se recogen todos los datos relevantes para el diseño del intercambiador y su bomba asociada.

DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO			NOTAS DE DISEÑO		
TIPO DE EQUIPO	Bomba centrífuga		Diseño estimativo usando Aspen HYSYS, simulador de procesos. Internos de la bomba resistentes a la corrosión.		
SERVICIO	Bombeo de recirculación				
CAUDAL DE SERVICIO	3791,404	kg/h			
CORRIENTES ASOCIADAS					
	10		11		NOTAS
PRESIÓN	120,000	kPa	170,000	kPa	Incremento de la temperatura despreciable en la compresión.
TEMPERATURA	343,150	K	343,150	K	
BIOMASA, W	0,000	kg/h	0,000	kg/h	
GASES, G	0,000	kg/h	0,000	kg/h	
CHAR, C	0,000	kg/h	0,000	kg/h	
TARS, T	2894,928	kg/h	2894,928	kg/h	
AGUA, A	896,476	kg/h	896,476	kg/h	
DATOS DE DISEÑO					
INCREMENTO DE PRESIÓN	50,000	kPa	CARGA DE PRESIÓN	5,047	m
RELACIÓN DE COMPRSIÓN	1,417		CARGA DE VELOCIDAD	0,000	m
EFICIENCIA ADIABÁTICA	0,750		CARGA TOTAL	5,047	m
POTENCIA CONSUMIDA	6,950·10 ⁻²	kW	POTENCIA TRANSFERIDA	5,213·10 ⁻²	kW
	250,182	kJ/h		187,637	kJ/h

DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO			NOTAS DE DISEÑO			
TIPO DE EQUIPO	Intercambiador de carcasa-tubos, vertical		Intercambio de calor sin ningún cambio de fase. Se asume que el fluido de proceso no ve perjudicadas sus propiedades reológicas al ser enfriado a 20 °C, principalmente por el contenido en agua significativo.			
SERVICIO	Enfriamiento					
FLUIDO TUBOS	Corriente 11					
FLUIDO CARCASA	Agua refrigerada					
TIPO DE FLUJO	Contracorriente					
CORRIENTES ASOCIADAS						
	11		12		10	
PRESIÓN	160,000	kPa	150,000	kPa	120,000	kPa
TEMPERATURA	343,150	K	293,150	K	343,150	K
BIOMASA, W	0,000	kg/h	0,000	kg/h	0,000	kg/h
GASES, G	0,000	kg/h	0,000	kg/h	0,000	kg/h
CHAR, C	0,000	kg/h	0,000	kg/h	0,000	kg/h
TARS, T	2894,928	kg/h	2894,928	kg/h	2894,928	kg/h
AGUA, A	896,476	kg/h	896,476	kg/h	896,476	kg/h
OPERACIÓN						
TUBOS			CARCASA			
CAUDAL	3791,404	kg/h	CAUDAL		11804,721	kg/h
TEMPERATURA DE ENTRADA	343,150	K	TEMPERATURA DE ENTRADA		278,150	K
TEMPERATURA DE SALIDA	293,150	K	TEMPERATURA DE SALIDA		288,150	K
PRESIÓN	160,000	kPa	PRESIÓN		200,000	kPa
CAMBIO DE FASE	No		CAMBIO DE FASE	No		
CAUDAL DE CAMBIO DE FASE			CAUDAL DE CAMBIO DE FASE			
CALOR LATENTE			CALOR LATENTE			
CALOR DE CAMBIO DE FASE			CALOR DE CAMBIO DE FASE			
CALOR SENSIBLE	489659,827	kJ/h	CALOR SENSIBLE		489659,827	kJ/h
CALOR INTERCAMBIADO	489659,827	kJ/h	CALOR INTERCAMBIADO		489659,827	kJ/h
PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS ⁽¹⁾						
TUBOS			CARCASA			
CALOR ESPECÍFICO	2,583	kJ·kg ⁻¹ ·K ⁻¹	CALOR ESPECÍFICO		4,148	kJ·kg ⁻¹ ·K ⁻¹
DENSIDAD	1035,000	kg/m ³	DENSIDAD		1019,000	kg/m ³
VISCOSIDAD	4,796·10 ⁻³	Pa·s	VISCOSIDAD		0,001	Pa·s
CONDUCTIVIDAD TÉRMICA	0,437	W·m ⁻¹ ·K ⁻¹	CONDUCTIVIDAD TÉRMICA		0,587	W·m ⁻¹ ·K ⁻¹
NOTAS GENERALES						
HOJA DE DISEÑO N° 1 PARA E-103			(1) Propiedades de las corrientes tomadas a presión de entrada y temperatura media, se obtienen simulando la corriente 11 para el fluido de proceso y agua pura para el agua refrigerada en Aspen HYSYS.			
			Metodología de cálculo en la sección 9.4.			

CONSIDERACIONES TÉCNICAS			NOTAS DE DISEÑO		
MÁXIMA CAÍDA DE PRESIÓN EN TUBOS	0,100	bar	Diseño del intercambiador según código TEMA: "Standards of the Tubular Exchanger Manufacturers Association".		
MÁXIMA CAÍDA DE PRESIÓN EN CARCASA	0,100	bar			
ENSUCIAMIENTO EN CARCASA	Bajo				
ENSUCIAMIENTO EN TUBOS	Elevado				
DIMENSIONES					
TUBOS			CARCASA		
MATERIAL ⁽¹⁾	16Cr - 12Ni - 2Mo - Ti; 316Ti		MATERIAL ⁽¹⁾	16Cr - 12Ni - 2Mo - Ti; 316Ti	
DIÁMETRO EXTERNO	0,020	m	DIÁMETRO EXTERNO	Por diseño mecánico	
ESPESOR	0,002	m	ESPESOR	Por diseño mecánico	
DIÁMETRO INTERNO	0,016	m	DIÁMETRO INTERNO	0,339	m
LONGITUD	2,440	m	LONGITUD	2,440	m
SUPERFICIE POR TUBO	0,307	m ²	LONGITUD TUBOS ⁽²⁾	2,440	m
CONDUCTIVIDAD TÉRMICA ⁽³⁾	16,000	W·m ⁻¹ ·K ⁻¹	LONGITUD FLASH ⁽²⁾	0,000	m
Nº DE TUBOS	88,000	Tubos	DIÁMETRO DEL HAZ DE TUBOS	0,318	m
PITCH	Cuadrado		HOLGURA DE CARCASA	0,021	m
	2,500·10 ⁻²	m	DISTANCIA ENTRE BAFLES ⁽⁴⁾	0,170	m
PASOS POR TUBO	1,000	Pasos	DIÁMETRO EQUIVALENTE	0,020	m
SECCIÓN AL FLUJO	8,779·10 ⁻³	m ²	SECCIÓN AL FLUJO	1,149·10 ⁻²	m ²
CAÍDAS DE PRESIÓN Y TRANSMISIÓN DE CALOR					
COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSMISIÓN INICIAL	500,000	W·m ⁻² ·K ⁻¹	DIFERENCIA DE TEMPERATURA MEDIA LOGARÍTMICA	30,786	K
SUPERFICIE DE INTERCAMBIO DE CALOR	26,776	m ²	COEFICIENTE R	0,769	
COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSMISIÓN FINAL	165,000	W·m ⁻² ·K ⁻¹	COEFICIENTE S	0,154	
DIFERENCIA DE TEMPERATURA MEDIA	30,786	K	FACTOR DE CORRECCIÓN DE TEMPERATURA	1,000	
TUBOS			CARCASA		
VELOCIDAD	0,116	m/s	VELOCIDAD	0,280	m/s
REYNOLDS	400,209		REYNOLDS	4334,556	
FACTOR DE FRICCIÓN	2,193·10 ⁻²		FACTOR DE FRICCIÓN	6,074·10 ⁻²	
CAÍDA DE PRESIÓN CALCULADA	7,787·10 ⁻²	bar	CAÍDA DE PRESIÓN CALCULADA	9,594·10 ⁻²	bar
PRANDTL	2,834·10 ⁻²		PRANDTL	9,188·10 ⁻³	
NUSELT	0,782		NUSELT	8,531	
COEFICIENTE DE TRANSMISIÓN INTERNO	21,373	W·m ⁻² ·K ⁻¹	FACTOR DE TRANSMISIÓN EN CARCASA	9,251·10 ⁻³	
COEFICIENTE DE ENSUCIAMIENTO	1000,000	W·m ⁻² ·K ⁻¹	COEFICIENTE DE TRANSMISIÓN EXTERNO	253,518	W·m ⁻² ·K ⁻¹
			COEFICIENTE DE ENSUCIAMIENTO	3000,000	W·m ⁻² ·K ⁻¹
NOTAS GENERALES					
HOJA DE DISEÑO Nº 2 PARA E-103			(1) Material de tubos seleccionado para corrosión, acero inoxidable.		
			(2) No se necesita una sección de separación de fases.		
			(3) Conductividad térmica aproximada del acero inoxidable.		
			(4) Mitad del diámetro interno de la carcasa.		
			Metodología de cálculo en la sección 9.4.		

OPERACIÓN			NOTAS DE DISEÑO						
TEMPERATURA MÁXIMA	343,150	K	Código de diseño según <i>ASME Boiler and Pressure Vessel Code VIII Division 1; Rules for Construction of Pressure Vessels</i> . Todos los elementos mecánicos están sujetos a la misma presión y temperatura de diseño. Se usa la presión manométrica puesto que se debe soportar una diferencia de presión.						
PRESIÓN MÁXIMA	1,000	bar (g)							
TEMPERATURA DE DISEÑO	104,315	°C							
	377,465	K							
PRESIÓN DE DISEÑO	1,100	bar (g)							
DISEÑO MECÁNICO									
CARCASA			CABEZAL SUPERIOR			CABEZAL INFERIOR			
MATERIAL	16Cr - 12Ni - 2Mo - Ti	MATERIAL	16Cr - 12Ni - 2Mo - Ti	MATERIAL	16Cr - 12Ni - 2Mo - Ti	MATERIAL	16Cr - 12Ni - 2Mo - Ti	MATERIAL	
	ASME SA 240 316Ti		ASME SA 240 316Ti		ASME SA 240 316Ti				
TIPO DE SOLDADURA	Double welded butt	TIPO DE SOLDADURA	Double welded butt	TIPO DE SOLDADURA	Double welded butt	TIPO DE SOLDADURA	Double welded butt	TIPO DE SOLDADURA	Double welded butt
TIPO DE TEST	Spot radiography	TIPO DE TEST	Spot radiography	TIPO DE TEST	Spot radiography	TIPO DE TEST	Spot radiography	TIPO DE TEST	Spot radiography
EFICACIA DE SOLDADURA	0,850		EFICACIA DE SOLDADURA	0,850		EFICACIA DE SOLDADURA	0,850		
MÁXIMO ESTRÉS MECÁNICO	138,000	MPa	MÁXIMO ESTRES MECÁNICO	138,000	MPa	MÁXIMO ESTRES MECÁNICO	138,000	MPa	
COEFICIENTE DE SEGURIDAD	1,500		COEFICIENTE DE SEGURIDAD	1,500		COEFICIENTE DE SEGURIDAD	1,500		
MÁXIMO ESTRÉS CORR.	92,000	MPa	MÁXIMO ESTRÉS CORR.	92,000	MPa	MÁXIMO ESTRÉS CORR.	92,000	MPa	
RADIO INTERNO	0,170	m	RADIO DE CORONA	0,339	m	RADIO DE CORONA	0,339	m	
ESPESOR SIN CORROSIÓN ⁽¹⁾	2,386·10 ⁻⁴	m	ESPESOR SIN CORROSIÓN ⁽²⁾	4,221·10 ⁻⁴	m	ESPESOR SIN CORROSIÓN ⁽²⁾	4,221·10 ⁻⁴	m	
TOLERANCIA A CORROSIÓN	4,000·10 ⁻³	m	TOLERANCIA A CORROSIÓN	4,000·10 ⁻³	m	TOLERANCIA A CORROSIÓN	4,000·10 ⁻³	m	
ESPESOR DE DISEÑO	5,000·10 ⁻³	m	ESPESOR DE DISEÑO	5,000·10 ⁻³	m	ESPESOR DE DISEÑO	5,000·10 ⁻³	m	

8.6.- Intercambiador E-104

8.6.1.- Descripción

La corriente 13 sufre una caída de presión en la línea de 0,1 bar y entra en un último condensador a 120 kPa y 70 °C. En este equipo, el fluido de proceso se enfría hasta 20 °C con expectativas de condensar el tar remanente en la corriente.

Dado el elevado caudal de gas de pirólisis frente al de tar (que ya es tar ligero), es poco probable que la condensación se efectúe en su totalidad. Sin embargo, como ya se ha explicado con anterioridad, la falta de datos detallados de la fisicoquímica de los vapores de pirólisis rápida y la dificultad que tienen los simuladores de trabajar con mezclas tan complejas hace que no merezca la pena establecer un diseño riguroso. Todos aquellos vapores condensables que se escapan del equipo servirán de aporte energético al propio proceso (se queman en un horno antes de ser purgados).

El condensador, de forma similar al E-101, es un intercambiador de carcasa y tubos vertical con un único paso por tubos para dejar una zona de separación flash en la parte inferior de la carcasa donde la pequeña fracción restante de tar se separe del flujo de gas.

Para este enfriamiento vuelve a utilizarse agua refrigerada a 2 bar, que sufrirá un incremento de su temperatura desde 5 °C hasta 15 °C y su flujo será por carcasa.

El fluido de proceso circulará por tubos y entrará en contracorriente con el agua por la parte superior, no necesariamente para evitar la inundación sino para minimizar el arrastre del poco condensado que quede.

Como de costumbre se permite una caída máxima de presión en tubos y carcasa de 0,1 bar

8.6.2.- Hojas de diseño

Se muestran a continuación las hojas de diseño para este condensador.

DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO			NOTAS DE DISEÑO			
TIPO DE EQUIPO	Intercambiador de carcasa-tubos, vertical		Balances realizados asumiendo que condensa todo el tar arrastrado en la corriente de entrada. Separación total de fases a la salida del intercambiador.			
SERVICIO	Enfriamiento					
FLUIDO TUBOS	Corriente 13					
FLUIDO CARCASA	Agua refrigerada					
TIPO DE FLUJO	Contracorriente					
CORRIENTES ASOCIADAS						
	13		14		15	
PRESIÓN	120,000	kPa	110,000	kPa	110,000	kPa
TEMPERATURA	343,150	K	293,150	K	293,150	K
BIOMASA, W	0,000	kg/h	0,000	kg/h	0,000	kg/h
GASES, G	933,497	kg/h	0,000	kg/h	933,497	kg/h
CHAR, C	0,000	kg/h	0,000	kg/h	0,000	kg/h
TARS, T	17,940	kg/h	17,940	kg/h	0,000	kg/h
AGUA, A	0,000	kg/h	0,000	kg/h	0,000	kg/h
OPERACIÓN						
TUBOS			CARCASA			
CAUDAL	951,437	kg/h	CAUDAL		2431,802	kg/h
TEMPERATURA DE ENTRADA	343,150	K	TEMPERATURA DE ENTRADA		278,150	K
TEMPERATURA DE SALIDA	293,150	K	TEMPERATURA DE SALIDA		288,150	K
PRESIÓN	120,000	kPa	PRESIÓN		200,000	kPa
CAMBIO DE FASE	Condensación		CAMBIO DE FASE	No		
CAUDAL DE CAMBIO DE FASE	17,940	kg/h	CAUDAL DE CAMBIO DE FASE			
CALOR LATENTE	1422,371	kJ/kg	CALOR LATENTE			
CALOR DE CAMBIO DE FASE	25517,340	kJ/h	CALOR DE CAMBIO DE FASE			
CALOR SENSIBLE	75353,810	kJ/h	CALOR SENSIBLE		100871,150	kJ/h
CALOR INTERCAMBIADO	100871,150	kJ/h	CALOR INTERCAMBIADO		100871,150	kJ/h
PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS ⁽¹⁾						
TUBOS			CARCASA			
CALOR ESPECÍFICO	1,584	kJ·kg ⁻¹ ·K ⁻¹	CALOR ESPECÍFICO		4,148	kJ·kg ⁻¹ ·K ⁻¹
DENSIDAD	0,921	kg/m ³	DENSIDAD		1019,000	kg/m ³
VISCOSIDAD	1,470·10 ⁻⁵	Pa·s	VISCOSIDAD		0,001	Pa·s
CONDUCTIVIDAD TÉRMICA	0,060	W·m ⁻¹ ·K ⁻¹	CONDUCTIVIDAD TÉRMICA		0,587	W·m ⁻¹ ·K ⁻¹
NOTAS GENERALES						
HOJA DE DISEÑO N° 1 PARA E-104			(1) Propiedades de las corrientes tomadas a presión de entrada y temperatura media (o de saturación para el calor latente), se obtienen simulando la corriente 5 para el fluido de proceso, tar puro para el calor latente y agua pura para el agua refrigerada en Aspen HYSYS.			
			Metodología de cálculo en la sección 9.4.			

CONSIDERACIONES TÉCNICAS			NOTAS DE DISEÑO		
MÁXIMA CAÍDA DE PRESIÓN EN TUBOS	0,100	bar	Diseño del intercambiador según código TEMA: "Standards of the Tubular Exchanger Manufacturers Association". Cálculo de los coeficientes de transmisión de calor sin considerar cambio de fase, utilizando propiedades medias.		
MÁXIMA CAÍDA DE PRESIÓN EN CARCASA	0,100	bar			
ENSUCIAMIENTO EN CARCASA	Bajo				
ENSUCIAMIENTO EN TUBOS	Elevado				
DIMENSIONES					
TUBOS			CARCASA		
MATERIAL ⁽¹⁾	16Cr - 12Ni - 2Mo - Ti; 316Ti		MATERIAL ⁽¹⁾	16Cr - 12Ni - 2Mo - Ti; 316Ti	
DIÁMETRO EXTERNO	0,016	m	DIÁMETRO EXTERNO	Por diseño mecánico	
ESPESOR	0,002	m	ESPESOR	Por diseño mecánico	
DIÁMETRO INTERNO	0,012	m	DIÁMETRO INTERNO	0,222	m
LONGITUD	2,440	m	LONGITUD	3,000	m
SUPERFICIE POR TUBO	0,123	m ²	LONGITUD TUBOS ⁽²⁾	2,440	m
CONDUCTIVIDAD TÉRMICA ⁽³⁾	16,000	W·m ⁻¹ ·K ⁻¹	LONGITUD FLASH ⁽²⁾	0,560	m
Nº DE TUBOS	58,000	Tubos	DIÁMETRO DEL HAZ DE TUBOS	0,202	m
PITCH	Cuadrado		HOLGURA DE CARCASA	0,020	m
	2,000·10 ⁻²	m	DISTANCIA ENTRE BAFLES ⁽⁴⁾	0,111	m
PASOS POR TUBO	1,000	Pasos	DIÁMETRO EQUIVALENTE	0,016	m
SECCIÓN AL FLUJO	6,456·10 ⁻³	m ²	SECCIÓN AL FLUJO	4,928·10 ⁻³	m ²
CAÍDAS DE PRESIÓN Y TRANSMISIÓN DE CALOR					
COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSMISIÓN INICIAL	500,000	W·m ⁻² ·K ⁻¹	DIFERENCIA DE TEMPERATURA MEDIA LOGARÍTMICA	30,786	K
SUPERFICIE DE INTERCAMBIO DE CALOR	7,001	m ²	COEFICIENTE R	0,769	
COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSMISIÓN FINAL	130,000	W·m ⁻² ·K ⁻¹	COEFICIENTE S	0,154	
DIFERENCIA DE TEMPERATURA MEDIA	30,786	K	FACTOR DE CORRECCIÓN DE TEMPERATURA	1,000	
TUBOS			CARCASA		
VELOCIDAD	44,449	m/s	VELOCIDAD	0,135	m/s
REYNOLDS	33418,263		REYNOLDS	1665,714	
FACTOR DE FRICCIÓN	3,567·10 ⁻³		FACTOR DE FRICCIÓN	6,834·10 ⁻²	
CAÍDA DE PRESIÓN CALCULADA	7,553·10 ⁻²	bar	CAÍDA DE PRESIÓN CALCULADA	1,557·10 ⁻²	bar
PRANDTL	3,881·10 ⁻⁴		PRANDTL	9,188·10 ⁻³	
NUSELTL	6,543		NUSELTL	4,910	
COEFICIENTE DE TRANSMISIÓN INTERNO	32,713	W·m ⁻² ·K ⁻¹	FACTOR DE TRANSMISIÓN EN CARCASA	1,385·10 ⁻²	
COEFICIENTE DE ENSUCIAMIENTO	1000,000	W·m ⁻² ·K ⁻¹	COEFICIENTE DE TRANSMISIÓN EXTERNO	182,387	W·m ⁻² ·K ⁻¹
			COEFICIENTE DE ENSUCIAMIENTO	3000,000	W·m ⁻² ·K ⁻¹
NOTAS GENERALES					
HOJA DE DISEÑO Nº 2 PARA E-104			(1) Material de tubos seleccionado para corrosión, acero inoxidable. (2) Una sección donde se acomodan los tubos y otra para la separación flash. (3) Conductividad térmica aproximada del acero inoxidable. (4) Mitad del diámetro interno de la carcasa.		
			Metodología de cálculo en la sección 9.4.		

OPERACIÓN			NOTAS DE DISEÑO						
TEMPERATURA MÁXIMA	343,150	K	Código de diseño según <i>ASME Boiler and Pressure Vessel Code VIII Division 1; Rules for Construction of Pressure Vessels</i> . Todos los elementos mecánicos están sujetos a la misma presión y temperatura de diseño. Se usa la presión manométrica puesto que se debe soportar una diferencia de presión.						
PRESIÓN MÁXIMA	1,000	bar (g)							
TEMPERATURA DE DISEÑO	104,315	°C							
	377,465	K							
PRESIÓN DE DISEÑO	1,100	bar (g)							
DISEÑO MECÁNICO									
CARCASA			CABEZAL SUPERIOR			CABEZAL INFERIOR			
MATERIAL	16Cr - 12Ni - 2Mo - Ti	MATERIAL	16Cr - 12Ni - 2Mo - Ti	MATERIAL	16Cr - 12Ni - 2Mo - Ti	MATERIAL	16Cr - 12Ni - 2Mo - Ti	MATERIAL	
	ASME SA 240 316Ti		ASME SA 240 316Ti		ASME SA 240 316Ti				
TIPO DE SOLDADURA	Double welded butt	TIPO DE SOLDADURA	Double welded butt	TIPO DE SOLDADURA	Double welded butt	TIPO DE SOLDADURA	Double welded butt	TIPO DE SOLDADURA	Double welded butt
TIPO DE TEST	Spot radiography	TIPO DE TEST	Spot radiography	TIPO DE TEST	Spot radiography	TIPO DE TEST	Spot radiography	TIPO DE TEST	Spot radiography
EFICACIA DE SOLDADURA	0,850		EFICACIA DE SOLDADURA	0,850		EFICACIA DE SOLDADURA	0,850		
MÁXIMO ESTRÉS MECÁNICO	138,000	MPa	MÁXIMO ESTRES MECÁNICO	138,000	MPa	MÁXIMO ESTRES MECÁNICO	138,000	MPa	
COEFICIENTE DE SEGURIDAD	1,500		COEFICIENTE DE SEGURIDAD	1,500		COEFICIENTE DE SEGURIDAD	1,500		
MÁXIMO ESTRÉS CORR.	92,000	MPa	MÁXIMO ESTRÉS CORR.	92,000	MPa	MÁXIMO ESTRÉS CORR.	92,000	MPa	
RADIO INTERNO	0,111	m	RADIO DE CORONA	0,222	m	RADIO DE CORONA	0,222	m	
ESPESOR SIN CORROSIÓN ⁽¹⁾	1,563·10 ⁻⁴	m	ESPESOR SIN CORROSIÓN ⁽²⁾	2,764·10 ⁻⁴	m	ESPESOR SIN CORROSIÓN ⁽²⁾	2,764·10 ⁻⁴	m	
TOLERANCIA A CORROSIÓN	4,000·10 ⁻³	m	TOLERANCIA A CORROSIÓN	4,000·10 ⁻³	m	TOLERANCIA A CORROSIÓN	4,000·10 ⁻³	m	
ESPESOR DE DISEÑO	5,000·10 ⁻³	m	ESPESOR DE DISEÑO	5,000·10 ⁻³	m	ESPESOR DE DISEÑO	5,000·10 ⁻³	m	

8.7.- Compresor C-101

8.7.1.- Descripción

La corriente 15, en la que se permite como máximo una caída de presión de 0,1 bar, entra a 100 kPa y 20 °C en un compresor rotativo siendo comprimida hasta 250 kPa pasando a ser la corriente 16. Posteriormente, esta corriente se divide en tres flujos distintos, de los cuales dos se usan para transportar la biomasa a la entrada del reactor R-101 (corriente 17) y para fluidizar el lecho del mismo (corriente 21, calentada posteriormente y pasando a ser la 22) mientras que los gases de pirólisis generados en la reacción se llevan a quemar (corriente 19).

El compresor se compra como un paquete ya diseñado y construido por lo que su diseño está basado en su simulación en Aspen HYSYS. El equipo estará refrigerado para evitar el aumento de la temperatura de los gases y al mismo sus internos serán resistentes a la corrosión.

8.7.2.- Hoja de diseño

Se muestra a continuación la hoja de diseño con los parámetros más relevantes relativos al equipo (obtenidos con simulación) y a sus corrientes asociadas.

DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO			NOTAS DE DISEÑO							
TIPO DE EQUIPO	Compresor centrífugo		Diseño estimativo usando Aspen HYSYS. Material de los internos preparado para condiciones corrosivas o presencia de aerosoles.							
Nº DE ETAPAS	1,000									
ENTRADA	Corriente 15									
CAUDAL DE SERVICIO	933,497	kg/h								
CORRIENTES ASOCIADAS										
	15		16		17		19		21	
PRESIÓN	100,000	kPa	250,000	kPa	250,000	kPa	250,000	kPa	250,000	kPa
TEMPERATURA	293,15	K	400,550	K	400,550	K	400,550	K	400,550	K
BIOMASA, W	0,000	kg/h	0,000	kg/h	0,000	kg/h	0,000	kg/h	0,000	kg/h
GASES, G	933,497	kg/h	933,497	kg/h	14,815	kg/h	61,000	kg/h	857,682	kg/h
CHAR, C	0,000	kg/h	0,000	kg/h	0,000	kg/h	0,000	kg/h	0,000	kg/h
TARS, T	0,000	kg/h	0,000	kg/h	0,000	kg/h	0,000	kg/h	0,000	kg/h
AGUA, A	0,000	kg/h	0,000	kg/h	0,000	kg/h	0,000	kg/h	0,000	kg/h
DISEÑO										
OPERACIÓN			BALANCE ENERGÉTICO							
REFRIGERACIÓN	No		POTENCIA CONSUMIDA	44,730	kW	INCREMENTO DE T. ⁽¹⁾		107,400	K	
AUMENTO DE PRESIÓN	150,000	kPa		161028,000	kJ/h	T. DE ENTRADA		293,150	K	
RELACIÓN DE COMPRESIÓN	2,500		POTENCIA TRANSFERIDA	33,548	kW	T. DE SALIDA		400,550	K	
EFICIENCIA ADIABÁTICA	0,750			120771,000	kJ/h					
NOTAS GENERALES										
HOJA DE DISEÑO PARA C-101				(1) Aumento de la temperatura del gas. Metodología de cálculo en la sección 9.5.						

8.8.- Compresor C-102

8.8.1.- Descripción

La corriente 17, después de haber perdido 0,1 bar en la línea que la lleva a un segundo compresor rotativo, se comprime en este desde 240 kPa a 430 kPa (presión necesaria para que la corriente 18 llegue a 420 kPa cuando se une con la corriente 1).

Este equipo vuelve a ser un paquete comercial, diseñado para que enfríe la entrada hasta 20 °C, la comprima y posteriormente la enfríe hasta 15 °C, temperatura igual a la supuesta en la corriente 1 (de modo que esta no incremente su temperatura al entrar en contacto las dos corrientes). Es asumible realizar esta acción de enfriamiento porque el caudal a tratar es bajo y se garantiza el balanceo del sistema al mantener la temperatura de alimentación al proceso constante.

Los parámetros relativos al diseño del compresor se obtienen de nuevo con la simulación en Aspen HYSYS de acuerdo con lo indicado en la sección 9.5.

8.8.2.- Hoja de diseño

Se muestra a continuación la hoja de diseño con los parámetros más relevantes relativos al equipo (obtenidos con simulación) y a sus corrientes asociadas.

DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO			NOTAS DE DISEÑO					
TIPO DE EQUIPO	Compresor centrífugo		Diseño estimativo usando Aspen HYSYS. Material de los internos preparado para condiciones corrosivas o presencia de aerosoles.					
Nº DE ETAPAS	1,000							
ENTRADA	Corriente 17							
CAUDAL DE SERVICIO	14,815	kg/h						
CORRIENTES ASOCIADAS								
	17		18		NOTAS			
PRESIÓN	240,000	kPa	430,000	kPa	La corriente 17 se enfría a 20 °C antes de ser comprimida para después ser enfriada de nuevo a 15 °C de modo que la corriente 18 no eleve la temperatura de la 1. Todo este sistema de enfriamientos viene como un paquete con el compresor, no se diseña.			
TEMPERATURA	400,550	K	288,150	K				
BIOMASA, W	0,000	kg/h	0,000	kg/h				
GASES, G	14,815	kg/h	14,815	kg/h				
CHAR, C	0,000	kg/h	0,000	kg/h				
TARS, T	0,000	kg/h	0,000	kg/h				
AGUA, A	0,000	kg/h	0,000	kg/h				
DISEÑO								
OPERACIÓN			BALANCE ENERGÉTICO					
REFRIGERACIÓN	SI		POTENCIA CONSUMIDA	0,432	kW	INCREMENTO DE T. ⁽¹⁾	65,730	K
AUMENTO DE PRESIÓN	190,000	kPa		1553,760	kJ/h	T. DE ENTRADA	293,150	K
RELACIÓN DE COMPRESIÓN	1,792		POTENCIA TRANSFERIDA	0,324	kW	T. DE SALIDA	358,880	K
EFICIENCIA ADIABÁTICA	0,750			1165,320	kJ/h			

8.9.- Horno F-101

8.9.1.- Descripción

El horno F-101 es un “fired heater” cilíndrico con sección de radiación y convección diseñado con el módulo de Aspen “Exchanger Design & Rating”.

Las corrientes 19 y 21, después de haber caído su presión 0,1 bar en sus respectivas líneas, entran al horno a 240 kPa y 127,4 °C (temperatura de calentamiento en el compresor C-101), la 19 como combustible y la 21 como corriente a calentar. Esta última debe calentarse hasta 1000 K (726,85 °C) para ser llevada ya como corriente 22 al reactor de pirólisis. Para mejorar la eficiencia, la entrada de la alimentación al horno se hace por la zona de convección para luego pasar a la de radiación, alcanzando un funcionamiento parecido a la contracorriente y así disminuyendo la temperatura de salida de los humos.

El oxidante para la combustión es aire que entra a 240 kPa y temperatura ambiente (15 °C) con un exceso de oxígeno que se establece en el 10%. Por otro lado, aunque la combustión de la corriente 19 aporta un calor significativo para elevar la temperatura de la alimentación al equipo, se introduce una corriente de propano a 15 °C y 240 kPa para aportar el calor extra necesario.

Las presiones de todas las corrientes de entrada se igualan para asegurarse la mezcla correcta de todos sus componentes en el horno pero la presión de operación dentro del mismo es de 1 bar.

El diseño de este horno es simplemente una propuesta, ya que el diseño detallado de un horno no entra dentro del alcance de este proyecto y este debe encargarse a un especialista en este tipo de unidades.

8.9.2.- Hoja de diseño

A continuación se expone la hoja de datos donde se recogen los principales parámetros de la propuesta de diseño del horno.

OPERACIÓN							NOTAS DE DISEÑO		
ENTRADA	Corriente 21		CAUDAL DE AIRE	327,000	kg/h	Propuesta de diseño realizada con Aspen HYSYS con el módulo "Exchanger Design & Rating". Entrada por la zona de convección y salida por la zona de radiación.			
COMBUSTIBLE	Corriente 19		CAUDAL DE FUEL	68,000	kg/h				
	Propano (15 °C y 240 kPa)		CAUDAL DE C.19	61,000	kg/h				
OXIDANTE	Aire (15 °C y 240 kPa)		CAUDAL DE PROPANO	7,000	kg/h				
CAÍDA DE PRESIÓN ⁽¹⁾	0,300	bar	ΔT EN RADIACIÓN	358,000	K				
DUTY	255,000	kW	ΔT EN CONVECCIÓN	243,000	K				
EFICIENCIA GLOBAL	88,850	%	DUTY EN RADIACIÓN	157,100	kW				
EXCESO DE AIRE	10,000	%	DUTY EN CONVECCIÓN	97,800	kW				
T. DE HUMOS	476,050	K							
CORRIENTES ASOCIADAS									
	19		20		21		22		NOTAS
PRESIÓN	240,000	kPa	100,000	kPa	240,000	kPa	210,000	kPa	El propano y el aire no se contemplan como corrientes de proceso sino como utilidades.
TEMPERATURA	400,550	K	476,050	K	400,550	K	1000,000	K	
BIOMASA, W	0,000	kg/h	0,000	kg/h	0,000	kg/h	0,000	kg/h	
GASES, G ⁽²⁾	61,000	kg/h	394,200	kg/h	857,682	kg/h	857,682	kg/h	
CHAR, C	0,000	kg/h	0,000	kg/h	0,000	kg/h	0,000	kg/h	
TARS, T	0,000	kg/h	0,000	kg/h	0,000	kg/h	0,000	kg/h	
AGUA, A	0,000	kg/h	0,000	kg/h	0,000	kg/h	0,000	kg/h	
GEOMETRÍA EL HORNO									
ZONA DE RADIACIÓN						ZONA DE CONVECCIÓN			
GEOMETRÍA	Cilíndrica		PASOS DE TUBOS	1,000	Pasos	DISPOSICIÓN TUBOS	Horizontal		
DISPOSICIÓN TUBOS	Vertical		LONGITUD DE TUBOS	2,500	m	FLUJO DE GAS	Ascendente		
ALTURA	5,500	m	ESPACIO TUBO-PARED	0,200	m	FLUO GLOBAL	Contracorriente		
DIÁMETRO INTERNO	2,000	m	FLUJO EN TUBOS	Descendente		LONGITUD DE TUBOS	2,440	m	
Nº DE QUEMADORES	1,000	Quem.	TUBOS POR PASO	50,000	Tubos	MATERIAL DE TUBOS	25 Cr - 20 Ni: 310 SS		
POSICIÓN DE QUEMADOR	Fondo		MATERIAL DE TUBOS	25 Cr - 20 Ni: 310 SS		ALETAS EN TUBOS	No		
TIPO DE QUEMADOR	Natural draught		D. EXT. DE TUBOS	0,025	m	D. EXT. DE TUBOS	0,025	m	
	Low NOX (API 560)		ESPESOR DE TUBOS	0,002	m	ESPESOR DE TUBOS	0,002	m	
DIÁMETRO DE QUEMADOR	0,100	m	ESPACIO TUBO-TUBO	0,100	m	DISPOSICIÓN	Triángulo equilátero		
CHIMENEA ⁽³⁾						PITCH	6,250·10 ⁻²	m	
DIÁMETRO INFERIOR	1,275	m	ALTURA SUPERIOR	4,500	m	FILAS DE TUBOS	4,000	Filas	
DIÁMETRO SUPERIOR	1,275	m	LONGITUD	2,000	m	TUBOS POR FILA	20,000	Tubos	
ALTURA INFERIOR	2,500	m	ALTURA DEL DUMPER	2,500	m	DISPOSICIÓN DE FILA	En serie		
NOTAS GENERALES									
HOJA DE DISEÑO PARA F-101				(1) Máxima caída de presión permitida.					
				(2) Para la corriente 20 son únicamente gases de combustión.					
				(3) Las magnitudes superior e inferior se refieren a la parte alta y baja de la chimenea, la altura se refiere a las cotas sobre el suelo.					
				Metodología de cálculo en la sección 9.6.					

8.10.- Tuberías de proceso

8.10.1.- Descripción

El diseño de las líneas de proceso se basa en cálculos estimativos en las condiciones más desfavorables, de modo que la instalación no baje en rendimiento aunque haya desvíos en las condiciones de operación. En la memoria de cálculo viene detallado su diseño.

Generalmente, la máxima caída de presión permitida en cada línea será de 0,1 bar y, dado que se trata de una planta piloto, se estima que las longitudes equivalentes de las tuberías estarán todas en torno a los 10 m.

Por otro lado, se trata de usar la menor variedad posible de tamaños y materiales por lo que en ocasiones se prioriza la estandarización sobre rendimiento, habiendo tuberías que son simplemente demasiado grandes para el caudal que transportan. En cualquier caso los materiales son todos aceros inoxidable para resistir a la corrosión variando en tipo según la temperatura de diseño a la que vayan a estar sometidos.

Las líneas de proceso que se han diseñado son las que transportan material entre unidades, ya que todas las salidas de producto (corrientes 6, 9 y 14) son simplemente conexiones que salen fuera del límite de batería de la instalación. Tampoco se ha dimensionado la línea por la que circula la corriente 1, ya que esta representa únicamente la introducción de materia prima dentro del proceso (con un tornillo sin fin). Por último, tampoco se diseñan las líneas que se corresponden con las corrientes 8 y 16, estas son en realidad corrientes virtuales, con longitud despreciable, el diseño de la 16 se corresponde con la 21 y el de la 8 con el de la 10. La 20 directamente no está contenida en ninguna línea.

Por tanto, las corrientes de proceso que realmente circulan por una tubería y están dentro del límite de batería son las siguientes: 2, 3, 5, 7, 10, 11, 12, 13, 15, 17, 18, 19, 21 y 22.

8.10.2.- Hojas de diseño

Se muestran a continuación las hojas de diseño de cada línea.

DESCRIPCIÓN DE LA LÍNEA			NOTAS DE DISEÑO		
NÚMERO DE LÍNEA	2		<p>Línea de alimentación al reactor, se diseña como si todo su flujo másico fuese de gas para hacer un cálculo aproximado.</p> <p>Se establece su temperatura de diseño igual a la el equipo de proceso al que se une.</p> <p>La presión de diseño se establece en función a la de operación.</p> <p>Cálculo de caídas de presión aproximado con propiedades constantes y tomadas como las más desfavorables para la caída de presión.</p>		
CORRESPONDENCIA CON	Corriente 2				
TAMAÑO NOMINAL	3	in			
SCHEDULE	80	XS			
DIÁMETRO EXTERIOR	$8,890 \cdot 10^{-2}$	m			
DIÁMETRO INTERIOR	$7,366 \cdot 10^{-2}$	m			
ESPESOR	$7,620 \cdot 10^{-3}$	m			
CAÍDA DE PRESIÓN			DISEÑO MECÁNICO ⁽²⁾		
LONGITUD EQUIVALENTE	10,000	m	MATERIAL	ASME SA 240	
RUGOSIDAD ABSOLUTA	$4,600 \cdot 10^{-5}$	m		21Cr - 11Ni - N	
RUGOSIDAD RELATIVA	$6,245 \cdot 10^{-4}$		TEMPERATURA DE DISEÑO	1100	K
CAUDAL DE FLUIDO	237,037	kg/h	PRESIÓN DE DISEÑO	3,520	bar (g)
DENSIDAD MÍNIMA ⁽¹⁾	3,265	kg/m³	MÁXIMO ESTRÉS MECÁNICO	8,190	MPa
VISCOSIDAD	$1,394 \cdot 10^{-5}$	Pa·s	COEFICIENTE DE SEGURIDAD	1,500	
VELOCIDAD MÁXIMA ⁽¹⁾	4,732	m/s	MÁXIMO ESTRÉS CORR.	5,460	MPa
REYNOLDS	81644,939		EFICACIA DE SOLDADURA	0,850	
FACTOR DE FRICCIÓN	$4,391 \cdot 10^{-3}$		FACTOR DE CORRECCIÓN	0,700	
CAÍDA DE PRESIÓN CALCULADA	0,174	kPa	ESPESOR DE CORROSIÓN	0,004	m
CAÍDA DE PRESIÓN PERMITIDA	10,000	kPa	ESPESOR CALCULADO	$7,201 \cdot 10^{-3}$	m
NOTAS GENERALES					
HOJA DE DISEÑO PARA LÍNEA 2			(1) Propiedades a la mínima presión, que son las que provocan la mayor pérdida de carga. Obtenidas con la simulación de los vapores de la corriente correspondiente en Aspen HYSYS.		
			(2) Código de diseño "ASME Code for power piping B.31" ASME B31.1-2007.		
			Metodología de cálculo en sección 9.7.		

DESCRIPCIÓN DE LA LÍNEA			NOTAS DE DISEÑO		
NÚMERO DE LÍNEA	3		Línea de alimentación al reactor, se diseña como si todo su flujo másico fuese de vapores para hacer un cálculo aproximado. Se establece su temperatura de diseño igual a la el equipo de proceso al que se une. La presión de diseño se establece en función a la de operación. Cálculo de caídas de presión aproximado con propiedades constantes y tomadas como las más desfavorables para la caída de presión.		
CORRESPONDENCIA CON	Corriente 3				
TAMAÑO NOMINAL	4	in			
SCHEDULE	40	STD			
DIÁMETRO EXTERIOR	$1,143 \cdot 10^{-1}$	m			
DIÁMETRO INTERIOR	$1,012 \cdot 10^{-1}$	m			
ESPESOR	$6,550 \cdot 10^{-3}$	m			
CAÍDA DE PRESIÓN			DISEÑO MECÁNICO ⁽²⁾		
LONGITUD EQUIVALENTE	10,000	m	MATERIAL	ASME SA 240	
RUGOSIDAD ABSOLUTA	$4,600 \cdot 10^{-5}$	m		21Cr - 11Ni - N	
RUGOSIDAD RELATIVA	$4,545 \cdot 10^{-4}$		TEMPERATURA DE DISEÑO	1100	K
CAUDAL DE FLUIDO	1094,719	kg/h	PRESIÓN DE DISEÑO	1,100	bar (g)
DENSIDAD MÍNIMA ⁽¹⁾	0,583	kg/m³	MÁXIMO ESTRÉS MECÁNICO	8,190	MPa
VISCOSIDAD	$3,107 \cdot 10^{-5}$	Pa·s	COEFICIENTE DE SEGURIDAD	1,500	
VELOCIDAD MÁXIMA ⁽¹⁾	64,812	m/s	MÁXIMO ESTRÉS CORR.	5,460	MPa
REYNOLDS	123136,983		EFICACIA DE SOLDADURA	0,850	
FACTOR DE FRICCIÓN	$4,087 \cdot 10^{-3}$		FACTOR DE CORRECCIÓN	0,700	
CAÍDA DE PRESIÓN CALCULADA	3,958	kPa	ESPESOR DE CORROSIÓN	0,004	m
CAÍDA DE PRESIÓN PERMITIDA	10,000	kPa	ESPESOR CALCULADO	$5,332E \cdot 10^{-3}$	m
NOTAS GENERALES					
HOJA DE DISEÑO PARA LÍNEA 3			(1) Propiedades a la mínima presión, que son las que provocan la mayor pérdida de carga. Obtenidas con la simulación de los vapores de la corriente correspondiente en Aspen HYSYS.		
			(2) Código de diseño "ASME Code for power piping B.31" ASME B31,1-2007.		
			Metodología de cálculo en sección 9.7.		

DESCRIPCIÓN DE LA LÍNEA			NOTAS DE DISEÑO		
NÚMERO DE LÍNEA	5		Se establece su temperatura de diseño en función a la de operación. La presión de diseño se establece en función a la de operación. Cálculo de caídas de presión aproximado con propiedades constantes y tomadas como las más desfavorables para la caída de presión.		
CORRESPONDENCIA CON	Corriente 5				
TAMAÑO NOMINAL	4	in			
SCHEDULE	40	STD			
DIÁMETRO EXTERIOR	$1,143 \cdot 10^{-1}$	m			
DIÁMETRO INTERIOR	$1,012 \cdot 10^{-1}$	m			
ESPESOR	$6,550 \cdot 10^{-3}$	m			
CAÍDA DE PRESIÓN			DISEÑO MECÁNICO ⁽²⁾		
LONGITUD EQUIVALENTE	10,000	m	MATERIAL	16Cr - 12Ni - 2Mo - Ti	
RUGOSIDAD ABSOLUTA	$4,600 \cdot 10^{-5}$	m		ASME SA 240 316Ti	
RUGOSIDAD RELATIVA	$4,545 \cdot 10^{-4}$		TEMPERATURA DE DISEÑO	907,500	K
CAUDAL DE FLUIDO	1075,319	kg/h	PRESIÓN DE DISEÑO	0,770	bar (g)
DENSIDAD MÍNIMA ⁽¹⁾	0,491	kg/m³	MÁXIMO ESTRÉS MECÁNICO	50,400	MPa
VISCOSIDAD	$3,107 \cdot 10^{-5}$	Pa·s	COEFICIENTE DE SEGURIDAD	1,500	
VELOCIDAD MÁXIMA ⁽¹⁾	75,601	m/s	MÁXIMO ESTRÉS CORR.	33,600	MPa
REYNOLDS	120954,818		EFICACIA DE SOLDADURA	0,850	
FACTOR DE FRICCIÓN	$4,087 \cdot 10^{-3}$		FACTOR DE CORRECCIÓN	0,700	
CAÍDA DE PRESIÓN CALCULADA	4,535	kPa	ESPESOR DE CORROSIÓN	0,004	m
CAÍDA DE PRESIÓN PERMITIDA	10,000	kPa	ESPESOR CALCULADO	$4,154 \cdot 10^{-3}$	m
</					

DESCRIPCIÓN DE LA LÍNEA			NOTAS DE DISEÑO		
NÚMERO DE LÍNEA	7		Se establece su temperatura de diseño en función a la de operación. La presión de diseño se establece en función a la de operación. Cálculo de caídas de presión aproximado con propiedades constantes y tomadas como las más desfavorables para la caída de presión.		
CORRESPONDENCIA CON	Corriente 7				
TAMAÑO NOMINAL	4	in			
SCHEDULE	40	STD			
DIÁMETRO EXTERIOR	1,143·10 ⁻¹	m			
DIÁMETRO INTERIOR	1,012·10 ⁻¹	m			
ESPESOR	6,550·10 ⁻³	m			
CAÍDA DE PRESIÓN			DISEÑO MECÁNICO ⁽²⁾		
LONGITUD EQUIVALENTE	10,000	m	MATERIAL	16Cr - 12Ni - 2Mo - Ti	
RUGOSIDAD ABSOLUTA	4,600·10 ⁻⁵	m		ASME SA 240 316Ti	
RUGOSIDAD RELATIVA	4,545·10 ⁻⁴		TEMPERATURA DE DISEÑO	520,465	K
CAUDAL DE FLUIDO	1045,419	kg/h	PRESIÓN DE DISEÑO	0,550	bar (g)
DENSIDAD MÍNIMA ⁽¹⁾	0,736	kg/m ³	MÁXIMO ESTRÉS MECÁNICO	125,000	MPa
VISCOSIDAD	1,993·10 ⁻⁵	Pa·s	COEFICIENTE DE SEGURIDAD	1,500	
VELOCIDAD MÁXIMA ⁽¹⁾	49,039	m/s	MÁXIMO ESTRÉS CORR.	83,333	MPa
REYNOLDS	183320,146		EFICACIA DE SOLDADURA	0,850	
FACTOR DE FRICCIÓN	4,087·10 ⁻³		FACTOR DE CORRECCIÓN	0,700	
CAÍDA DE PRESIÓN CALCULADA	2,860	kPa	ESPESOR DE CORROSIÓN	0,004	m
CAÍDA DE PRESIÓN PERMITIDA	10,000	kPa	ESPESOR CALCULADO	4,044·10 ⁻³	m

DESCRIPCIÓN DE LA LÍNEA			NOTAS DE DISEÑO		
NÚMERO DE LÍNEA	10		Se establece su temperatura de diseño en función a la de operación. La presión de diseño se establece en función a la de operación. Cálculo de caídas de presión aproximado con propiedades constantes y tomadas como las más desfavorables para la caída de presión.		
CORRESPONDENCIA CON	Corriente 10				
TAMAÑO NOMINAL	3	in			
SCHEDULE	40	STD			
DIÁMETRO EXTERIOR	$8,890 \cdot 10^{-2}$	m			
DIÁMETRO INTERIOR	$7,792 \cdot 10^{-2}$	m			
ESPESOR	$5,490 \cdot 10^{-3}$	m			
CAÍDA DE PRESIÓN			DISEÑO MECÁNICO ⁽²⁾		
LONGITUD EQUIVALENTE	10,000	m	MATERIAL	16Cr - 12Ni - 2Mo - Ti	
RUGOSIDAD ABSOLUTA	$4,600 \cdot 10^{-5}$	m		ASME SA 240 316Ti	
RUGOSIDAD RELATIVA	$5,903 \cdot 10^{-4}$		TEMPERATURA DE DISEÑO	377,465	K
CAUDAL DE FLUIDO	3791,404	kg/h	PRESIÓN DE DISEÑO	0,330	bar (g)
DENSIDAD MÍNIMA ⁽¹⁾	1010,000	kg/m³	MÁXIMO ESTRÉS MECÁNICO	138,000	MPa
VISCOSIDAD	$3,914 \cdot 10^{-3}$	Pa·s	COEFICIENTE DE SEGURIDAD	1,500	
VELOCIDAD MÁXIMA ⁽¹⁾	0,219	m/s	MÁXIMO ESTRÉS CORR.	92,000	MPa
REYNOLDS	4396,812		EFICACIA DE SOLDADURA	0,850	
FACTOR DE FRICCIÓN	$4,335 \cdot 10^{-3}$		FACTOR DE CORRECCIÓN	0,700	
CAÍDA DE PRESIÓN CALCULADA	0,107	kPa	ESPESOR DE CORROSIÓN	0,004	m
CAÍDA DE PRESIÓN PERMITIDA	10,000	kPa	ESPESOR CALCULADO	$4,019 \cdot 10^{-3}$	m
</					

DESCRIPCIÓN DE LA LÍNEA			NOTAS DE DISEÑO		
NÚMERO DE LÍNEA	11		Se establece su temperatura de diseño en función a la de operación. La presión de diseño se establece en función a la de operación. Cálculo de caídas de presión aproximado con propiedades constantes y tomadas como las más desfavorables para la caída de presión.		
CORRESPONDENCIA CON	Corriente 11				
TAMAÑO NOMINAL	3	in			
SCHEDULE	40	STD			
DIÁMETRO EXTERIOR	8,890·10 ⁻²	m			
DIÁMETRO INTERIOR	7,792·10 ⁻²	m			
ESPESOR	5,490·10 ⁻³	m			
CAÍDA DE PRESIÓN			DISEÑO MECÁNICO ⁽²⁾		
LONGITUD EQUIVALENTE	10,000	m	MATERIAL	16Cr - 12Ni - 2Mo - Ti	
RUGOSIDAD ABSOLUTA	4,600·10 ⁻⁵	m		ASME SA 240 316Ti	
RUGOSIDAD RELATIVA	5,903·10 ⁻⁴		TEMPERATURA DE DISEÑO	377,465	K
CAUDAL DE FLUIDO	3791,404	kg/h	PRESIÓN DE DISEÑO	0,770	bar (g)
DENSIDAD MÍNIMA ⁽¹⁾	1010,000	kg/m ³	MÁXIMO ESTRÉS MECÁNICO	138,000	MPa
VISCOSIDAD	3,911·10 ⁻³	Pa·s	COEFICIENTE DE SEGURIDAD	1,500	
VELOCIDAD MÁXIMA ⁽¹⁾	0,219	m/s	MÁXIMO ESTRÉS CORR.	92,000	MPa
REYNOLDS	4400,185		EFICACIA DE SOLDADURA	0,850	
FACTOR DE FRICCIÓN	4,335·10 ⁻³		FACTOR DE CORRECCIÓN	0,700	
CAÍDA DE PRESIÓN CALCULADA	0,107	kPa	ESPESOR DE CORROSIÓN	0,004	m
CAÍDA DE PRESIÓN PERMITIDA	10,000	kPa	ESPESOR CALCULADO	4,044·10 ⁻³	m

DESCRIPCIÓN DE LA LÍNEA			NOTAS DE DISEÑO		
NÚMERO DE LÍNEA	12		Se establece su temperatura de diseño en función a la de operación. La presión de diseño se establece en función a la de operación. Cálculo de caídas de presión aproximado con propiedades constantes y tomadas como las más desfavorables para la caída de presión.		
CORRESPONDENCIA CON	Corriente 12				
TAMAÑO NOMINAL	3	in			
SCHEDULE	40	STD			
DIÁMETRO EXTERIOR	$8,890 \cdot 10^{-2}$	m			
DIÁMETRO INTERIOR	$7,792 \cdot 10^{-2}$	m			
ESPESOR	$5,490 \cdot 10^{-3}$	m			
CAÍDA DE PRESIÓN			DISEÑO MECÁNICO ⁽²⁾		
LONGITUD EQUIVALENTE	10,000	m	MATERIAL	16Cr - 12Ni - 2Mo - Ti	
RUGOSIDAD ABSOLUTA	$4,600 \cdot 10^{-5}$	m		ASME SA 240 316Ti	
RUGOSIDAD RELATIVA	$5,903 \cdot 10^{-4}$		TEMPERATURA DE DISEÑO	322,465	K
CAUDAL DE FLUIDO	3791,404	kg/h	PRESIÓN DE DISEÑO	0,550	bar (g)
DENSIDAD MÍNIMA ⁽¹⁾	1059,000	kg/m³	MÁXIMO ESTRÉS MECÁNICO	138,000	MPa
VISCOSIDAD	$4,822 \cdot 10^{-3}$	Pa·s	COEFICIENTE DE SEGURIDAD	1,500	
VELOCIDAD MÁXIMA ⁽¹⁾	0,209	m/s	MÁXIMO ESTRÉS CORR.	92,000	MPa
REYNOLDS	3568,877		EFICACIA DE SOLDADURA	0,850	
FACTOR DE FRICCIÓN	$4,335 \cdot 10^{-3}$		FACTOR DE CORRECCIÓN	0,700	
CAÍDA DE PRESIÓN CALCULADA	0,102	kPa	ESPESOR DE CORROSIÓN	0,004	m
CAÍDA DE PRESIÓN PERMITIDA	10,000	kPa	ESPESOR CALCULADO	$4,031 \cdot 10^{-3}$	m
NOTAS GENERALES					
HOJA DE DISEÑO PARA LÍNEA 12			(1) Propiedades a la mínima presión, que son las que provocan la mayor pérdida de carga. Obtenidas con la simulación de los vapores de la corriente correspondiente en Aspen HYSYS. (2) Código de diseño "ASME Code for power piping B.31" ASME B31.1-2007.		
			Metodología de cálculo en sección 9.7.		

DESCRIPCIÓN DE LA LÍNEA			NOTAS DE DISEÑO		
NÚMERO DE LÍNEA	13		Se establece su temperatura de diseño en función a la de operación. La presión de diseño se establece en función a la de operación. Cálculo de caídas de presión aproximado con propiedades constantes y tomadas como las más desfavorables para la caída de presión.		
CORRESPONDENCIA CON	Corriente 13				
TAMAÑO NOMINAL	4	in			
SCHEDULE	40	STD			
DIÁMETRO EXTERIOR	1,143·10 ⁻¹	m			
DIÁMETRO INTERIOR	1,023·10 ⁻¹	m			
ESPESOR	6,020·10 ⁻³	m			
CAÍDA DE PRESIÓN			DISEÑO MECÁNICO ⁽²⁾		
LONGITUD EQUIVALENTE	10,000	m	MATERIAL	16Cr - 12Ni - 2Mo - Ti	
RUGOSIDAD ABSOLUTA	4,600·10 ⁻⁵	m		ASME SA 240 316Ti	
RUGOSIDAD RELATIVA	4,498·10 ⁻⁴		TEMPERATURA DE DISEÑO	377,465	K
CAUDAL DE FLUIDO	951,437	kg/h	PRESIÓN DE DISEÑO	0,330	bar (g)
DENSIDAD MÍNIMA ⁽¹⁾	0,833	kg/m ³	MÁXIMO ESTRÉS MECÁNICO	138,000	MPa
VISCOSIDAD	1,581·10 ⁻⁵	Pa·s	COEFICIENTE DE SEGURIDAD	1,500	
VELOCIDAD MÁXIMA ⁽¹⁾	38,635	m/s	MÁXIMO ESTRÉS CORR.	92,000	MPa
REYNOLDS	208137,338		EFICACIA DE SOLDADURA	0,850	
FACTOR DE FRICCIÓN	4,077·10 ⁻³		FACTOR DE CORRECCIÓN	0,700	
CAÍDA DE PRESIÓN CALCULADA	1,983	kPa	ESPESOR DE CORROSIÓN	0,004	m
CAÍDA DE PRESIÓN PERMITIDA	10,000	kPa	ESPESOR CALCULADO	4,024·10 ⁻³	m
NOTAS GENERALES					
HOJA DE DISEÑO PARA LÍNEA 13			(1) Propiedades a la mínima presión, que son las que provocan la mayor pérdida de carga. Obtenidas con la simulación de los vapores de la corriente correspondiente en Aspen HYSYS. (2) Código de diseño "ASME Code for power piping B.31" ASME B31.1-2007.		
			Metodología de cálculo en sección 9.7.		

DESCRIPCIÓN DE LA LÍNEA			NOTAS DE DISEÑO		
NÚMERO DE LÍNEA	15		Se establece su temperatura de diseño en función a la de operación. La presión de diseño se establece en función a la de operación. Cálculo de caídas de presión aproximado con propiedades constantes y tomadas como las más desfavorables para la caída de presión.		
CORRESPONDENCIA CON	Corriente 15				
TAMAÑO NOMINAL	4	in			
SCHEDULE	40	STD			
DIÁMETRO EXTERIOR	1,143·10 ⁻¹	m			
DIÁMETRO INTERIOR	1,023·10 ⁻¹	m			
ESPESOR	6,020·10 ⁻³	m			
CAÍDA DE PRESIÓN			DISEÑO MECÁNICO ⁽²⁾		
LONGITUD EQUIVALENTE	10,000	m	MATERIAL	16Cr - 12Ni - 2Mo - Ti	
RUGOSIDAD ABSOLUTA	4,600·10 ⁻⁵	m		ASME SA 240 316Ti	
RUGOSIDAD RELATIVA	4,498·10 ⁻⁴		TEMPERATURA DE DISEÑO	322,465	K
CAUDAL DE FLUIDO	933,497	kg/h	PRESIÓN DE DISEÑO	0,110	bar (g)
DENSIDAD MÍNIMA ⁽¹⁾	0,802	kg/m ³	MÁXIMO ESTRÉS MECÁNICO	138,000	MPa
VISCOSIDAD	1,408·10 ⁻⁵	Pa·s	COEFICIENTE DE SEGURIDAD	1,500	
VELOCIDAD MÁXIMA ⁽¹⁾	39,348	m/s	MÁXIMO ESTRÉS CORR.	92,000	MPa
REYNOLDS	229304,248		EFICACIA DE SOLDADURA	0,850	
FACTOR DE FRICCIÓN	4,077·10 ⁻³		FACTOR DE CORRECCIÓN	0,700	
CAÍDA DE PRESIÓN CALCULADA	1,981	kPa	ESPESOR DE CORROSIÓN	0,004	m
CAÍDA DE PRESIÓN PERMITIDA	10,000	kPa	ESPESOR CALCULADO	4,008·10 ⁻³	m
NOTAS GENERALES					
HOJA DE DISEÑO PARA LÍNEA 15			(1) Propiedades a la mínima presión, que son las que provocan la mayor pérdida de carga. Obtenidas con la simulación de los vapores de la corriente correspondiente en Aspen HYSYS. (2) Código de diseño "ASME Code for power piping B.31" ASME B31.1-2007. Metodología de cálculo en sección 9.7.		

DESCRIPCIÓN DE LA LÍNEA			NOTAS DE DISEÑO		
NÚMERO DE LÍNEA	17		Se establece su temperatura de diseño en función a la de operación. La presión de diseño se establece en función a la de operación. Cálculo de caídas de presión aproximado con propiedades constantes y tomadas como las más desfavorables para la caída de presión.		
CORRESPONDENCIA CON	Corriente 17				
TAMAÑO NOMINAL	1	in			
SCHEDULE	40	STD			
DIÁMETRO EXTERIOR	$3,340 \cdot 10^{-2}$	m			
DIÁMETRO INTERIOR	$2,664 \cdot 10^{-2}$	m			
ESPESOR	$3,380 \cdot 10^{-3}$	m			
CAÍDA DE PRESIÓN			DISEÑO MECÁNICO ⁽²⁾		
LONGITUD EQUIVALENTE	10,000	m	MATERIAL	16Cr - 12Ni - 2Mo - Ti	
RUGOSIDAD ABSOLUTA	$4,600 \cdot 10^{-5}$	m		ASME SA 240 316Ti	
RUGOSIDAD RELATIVA	$1,727 \cdot 10^{-3}$		TEMPERATURA DE DISEÑO	440,605	K
CAUDAL DE FLUIDO	14,815	kg/h	PRESIÓN DE DISEÑO	1,650	bar (g)
DENSIDAD MÍNIMA ⁽¹⁾	1,409	kg/m³	MÁXIMO ESTRÉS MECÁNICO	134,000	MPa
VISCOSIDAD	$1,759 \cdot 10^{-5}$	Pa·s	COEFICIENTE DE SEGURIDAD	1,500	
VELOCIDAD MÁXIMA ⁽¹⁾	5,240	m/s	MÁXIMO ESTRÉS CORR.	89,333	MPa
REYNOLDS	11181,735		EFICACIA DE SOLDADURA	0,850	
FACTOR DE FRICCIÓN	$5,633 \cdot 10^{-3}$		FACTOR DE CORRECCIÓN	0,700	
CAÍDA DE PRESIÓN CALCULADA	0,327	kPa	ESPESOR DE CORROSIÓN	0,004	m
CAÍDA DE PRESIÓN PERMITIDA	10,000	kPa	ESPESOR CALCULADO ⁽³⁾	$4,036 \cdot 10^{-3}$	m
NOTAS GENERALES					
HOJA DE DISEÑO PARA LÍNEA 17			(1) Propiedades a la mínima presión, que son las que provocan la mayor pérdida de carga. Obtenidas con la simulación de los vapores de la corriente correspondiente en Aspen HYSYS.		
			(2) Código de diseño "ASME Code for power piping B.31" ASME B31.1-2007.		
			(3) En este caso se ignora el espesor calculado, no tiene sentido comprar una tubería tan grande para un caudal tan pequeño.		
			Metodología de cálculo en sección 9.7.		

DESCRIPCIÓN DE LA LÍNEA			NOTAS DE DISEÑO		
NÚMERO DE LÍNEA	18		Se establece su temperatura de diseño en función a la de operación. La presión de diseño se establece en función a la de operación. Cálculo de caídas de presión aproximado con propiedades constantes y tomadas como las más desfavorables para la caída de presión.		
CORRESPONDENCIA CON	Corriente 18				
TAMAÑO NOMINAL	1	in			
SCHEDULE	40	STD			
DIÁMETRO EXTERIOR	$3,340 \cdot 10^{-2}$	m			
DIÁMETRO INTERIOR	$2,664 \cdot 10^{-2}$	m			
ESPESOR	$3,380 \cdot 10^{-3}$	m			
CAÍDA DE PRESIÓN			DISEÑO MECÁNICO ⁽²⁾		
LONGITUD EQUIVALENTE	10,000	m	MATERIAL	16Cr - 12Ni - 2Mo - Ti	
RUGOSIDAD ABSOLUTA	$4,600 \cdot 10^{-5}$	m		ASME SA 240 316Ti	
RUGOSIDAD RELATIVA	$1,727 \cdot 10^{-3}$		TEMPERATURA DE DISEÑO	316,965	K
CAUDAL DE FLUIDO	14,815	kg/h	PRESIÓN DE DISEÑO	3,630	bar (g)
DENSIDAD MÍNIMA ⁽¹⁾	3,429	kg/m³	MÁXIMO ESTRÉS MECÁNICO	138,000	MPa
VISCOSIDAD	$1,394 \cdot 10^{-5}$	Pa·s	COEFICIENTE DE SEGURIDAD	1,500	
VELOCIDAD MÁXIMA ⁽¹⁾	2,153	m/s	MÁXIMO ESTRÉS CORR.	92,000	MPa
REYNOLDS	14109,521		EFICACIA DE SOLDADURA	0,850	
FACTOR DE FRICCIÓN	$5,633 \cdot 10^{-3}$		FACTOR DE CORRECCIÓN	0,700	
CAÍDA DE PRESIÓN CALCULADA	0,134	kPa	ESPESOR DE CORROSIÓN	0,004	m
CAÍDA DE PRESIÓN PERMITIDA	10,000	kPa	ESPESOR CALCULADO ⁽³⁾	$4,077 \cdot 10^{-3}$	m
NOTAS GENERALES					
HOJA DE DISEÑO PARA LÍNEA 18			(1) Propiedades a la mínima presión, que son las que provocan la mayor pérdida de carga. Obtenidas con la simulación de los vapores de la corriente correspondiente en Aspen HYSYS. (2) Código de diseño "ASME Code for power piping B.31" ASME B31.1-2007. (3) En este caso se ignora el espesor calculado, no tiene sentido comprar una tubería tan grande para un caudal tan pequeño.		
			Metodología de cálculo en sección 9.7.		

DESCRIPCIÓN DE LA LÍNEA			NOTAS DE DISEÑO		
NÚMERO DE LÍNEA	19		Se establece su temperatura de diseño en función a la de operación. La presión de diseño se establece en función a la de operación. Cálculo de caídas de presión aproximado con propiedades constantes y tomadas como las más desfavorables para la caída de presión.		
CORRESPONDENCIA CON	Corriente 19				
TAMAÑO NOMINAL	1	in			
SCHEDULE	40	STD			
DIÁMETRO EXTERIOR	$3,340 \cdot 10^{-2}$	m			
DIÁMETRO INTERIOR	$2,664 \cdot 10^{-2}$	m			
ESPESOR	$3,380 \cdot 10^{-3}$	m			
CAÍDA DE PRESIÓN			DISEÑO MECÁNICO ⁽²⁾		
LONGITUD EQUIVALENTE	10,000	m	MATERIAL	16Cr - 12Ni - 2Mo - Ti	
RUGOSIDAD ABSOLUTA	$4,600 \cdot 10^{-5}$	m		ASME SA 240 316Ti	
RUGOSIDAD RELATIVA	$1,727 \cdot 10^{-3}$		TEMPERATURA DE DISEÑO	440,605	K
CAUDAL DE FLUIDO	61,000	kg/h	PRESIÓN DE DISEÑO	1,650	bar (g)
DENSIDAD MÍNIMA ⁽¹⁾	1,409	kg/m³	MÁXIMO ESTRÉS MECÁNICO	134,000	MPa
VISCOSIDAD	$1,759 \cdot 10^{-5}$	Pa·s	COEFICIENTE DE SEGURIDAD	1,500	
VELOCIDAD MÁXIMA ⁽¹⁾	21,575	m/s	MÁXIMO ESTRÉS CORR.	89,333	MPa
REYNOLDS	46040,220		EFICACIA DE SOLDADURA	0,850	
FACTOR DE FRICCIÓN	$5,633 \cdot 10^{-3}$		FACTOR DE CORRECCIÓN	0,700	
CAÍDA DE PRESIÓN CALCULADA	5,547	kPa	ESPESOR DE CORROSIÓN	0,004	m
CAÍDA DE PRESIÓN PERMITIDA	10,000	kPa	ESPESOR CALCULADO ⁽³⁾	$4,036 \cdot 10^{-3}$	m
NOTAS GENERALES					
HOJA DE DISEÑO PARA LÍNEA 19			(1) Propiedades a la mínima presión, que son las que provocan la mayor pérdida de carga. Obtenidas con la simulación de los vapores de la corriente correspondiente en Aspen HYSYS. (2) Código de diseño "ASME Code for power piping B.31" ASME B31.1-2007. (3) En este caso se ignora el espesor calculado, no tiene sentido comprar una tubería tan grande para un caudal tan pequeño.		
			Metodología de cálculo en sección 9.7.		

DESCRIPCIÓN DE LA LÍNEA			NOTAS DE DISEÑO		
NÚMERO DE LÍNEA	21		Se establece su temperatura de diseño en función a la de operación. La presión de diseño se establece en función a la de operación. Cálculo de caídas de presión aproximado con propiedades constantes y tomadas como las más desfavorables para la caída de presión.		
CORRESPONDENCIA CON	Corriente 21				
TAMAÑO NOMINAL	4	in			
SCHEDULE	40	STD			
DIÁMETRO EXTERIOR	$1,143 \cdot 10^{-1}$	m			
DIÁMETRO INTERIOR	$1,023 \cdot 10^{-1}$	m			
ESPESOR	$6,020 \cdot 10^{-3}$	m			
CAÍDA DE PRESIÓN			DISEÑO MECÁNICO ⁽²⁾		
LONGITUD EQUIVALENTE	10,000	m	MATERIAL	16Cr - 12Ni - 2Mo - Ti	
RUGOSIDAD ABSOLUTA	$4,600 \cdot 10^{-5}$	m		ASME SA 240 316Ti	
RUGOSIDAD RELATIVA	$4,498 \cdot 10^{-4}$		TEMPERATURA DE DISEÑO	440,605	K
CAUDAL DE FLUIDO	857,682	kg/h	PRESIÓN DE DISEÑO	1,650	bar (g)
DENSIDAD MÍNIMA ⁽¹⁾	1,409	kg/m³	MÁXIMO ESTRÉS MECÁNICO	134,000	MPa
VISCOSIDAD	$1,759 \cdot 10^{-5}$	Pa·s	COEFICIENTE DE SEGURIDAD	1,500	
VELOCIDAD MÁXIMA ⁽¹⁾	20,588	m/s	MÁXIMO ESTRÉS CORR.	89,333	MPa
REYNOLDS	168640,657		EFICACIA DE SOLDADURA	0,850	
FACTOR DE FRICCIÓN	$4,077 \cdot 10^{-3}$		FACTOR DE CORRECCIÓN	0,700	
CAÍDA DE PRESIÓN CALCULADA	0,953	kPa	ESPESOR DE CORROSIÓN	0,004	m
CAÍDA DE PRESIÓN PERMITIDA	10,000	kPa	ESPESOR CALCULADO	$4,124 \cdot 10^{-3}$	m
NOTAS GENERALES					
HOJA DE DISEÑO PARA LÍNEA 21			(1) Propiedades a la mínima presión, que son las que provocan la mayor pérdida de carga. Obtenidas con la simulación de los vapores de la corriente correspondiente en Aspen HYSYS. (2) Código de diseño "ASME Code for power piping B.31" ASME B31.1-2007.		
			Metodología de cálculo en sección 9.7.		

DESCRIPCIÓN DE LA LÍNEA			NOTAS DE DISEÑO		
NÚMERO DE LÍNEA	22		Se establece su temperatura de diseño en función a la de operación. La presión de diseño se establece en función a la de operación. Cálculo de caídas de presión aproximado con propiedades constantes y tomadas como las más desfavorables para la caída de presión.		
CORRESPONDENCIA CON	Corriente 22				
TAMAÑO NOMINAL	4	in			
SCHEDULE	40	STD			
DIÁMETRO EXTERIOR	$1,143 \cdot 10^{-1}$	m			
DIÁMETRO INTERIOR	$1,023 \cdot 10^{-1}$	m			
ESPESOR	$6,020 \cdot 10^{-3}$	m			
CAÍDA DE PRESIÓN			DISEÑO MECÁNICO ⁽²⁾		
LONGITUD EQUIVALENTE	10,000	m	MATERIAL	21Cr - 11Ni -N	
RUGOSIDAD ABSOLUTA	$4,600 \cdot 10^{-5}$	m		ASME SA 240	
RUGOSIDAD RELATIVA	$4,498 \cdot 10^{-4}$		TEMPERATURA DE DISEÑO	1100,000	K
CAUDAL DE FLUIDO	857,682	kg/h	PRESIÓN DE DISEÑO	1,650	bar (g)
DENSIDAD MÍNIMA ⁽¹⁾	0,470	kg/m³	MÁXIMO ESTRÉS MECÁNICO	8,190	MPa
VISCOSIDAD	$3,762 \cdot 10^{-5}$	Pa·s	COEFICIENTE DE SEGURIDAD	1,500	
VELOCIDAD MÁXIMA ⁽¹⁾	61,667	m/s	MÁXIMO ESTRÉS CORR.	5,460	MPa
REYNOLDS	78851,386		EFICACIA DE SOLDADURA	0,850	
FACTOR DE FRICCIÓN	$4,077 \cdot 10^{-3}$		FACTOR DE CORRECCIÓN	0,700	
CAÍDA DE PRESIÓN CALCULADA	2,853	kPa	ESPESOR DE CORROSIÓN	0,004	m
CAÍDA DE PRESIÓN PERMITIDA	10,000	kPa	ESPESOR CALCULADO	$5,982 \cdot 10^{-3}$	m
NOTAS GENERALES					
HOJA DE DISEÑO PARA LÍNEA 22			(1) Propiedades a la mínima presión, que son las que provocan la mayor pérdida de carga. Obtenidas con la simulación de los vapores de la corriente correspondiente en Aspen HYSYS.		
			(2) Código de diseño "ASME Code for power piping B.31" ASME B31.1-2007.		
			Metodología de cálculo en sección 9.7.		

9. Memoria de cálculo

9.1.- Base de cálculo y alimentación de la materia prima

La entrada de alimentación al sistema ejemplificado en el P&ID como corriente 1 se compone de astillas de madera de 1 mm de tamaño medio con una humedad del 10% en peso, con un caudal másico de 200 kg/h de biomasa seca, siendo esta la base de cálculo de toda la instalación.

La corriente 1 se introduce en el proceso con un tornillo sin fin que comprime la mezcla hasta 420 kPa para poder mezclarse con la corriente 18 a la misma presión, formada por gases de pirólisis que se emplean para transportarla e introducirla en el reactor.

La temperatura de entrada de la corriente 1 se considera la temperatura ambiente y esta se corresponde con 15 °C mientras que la corriente 2 se pone en contacto con esta a 15 °C. Aunque esta temperatura fuese otra, como la relación escogida para el caudal de diseño de biomasa húmeda sobre el de gas es de 15, el incremento de temperatura de la corriente resultante sería despreciable y se asume que se sigue correspondiendo con la temperatura ambiente.

La composición de estas corrientes se puede obtener del desarrollo de cálculo en la sección siguiente o de la propia tabla de corrientes.

9.2.- Reactor de pirólisis R-101

9.2.1.- Balances de materia y energía

El reactor R-101 tiene las corrientes 2 y 22 como entradas y la corriente 3 como salida. Por un lado, la corriente 2 tiene tres componentes principales: biomasa seca (W2), agua inmersa en la biomasa seca (A2) a modo de humedad y gases de pirólisis (G2) para el transporte de las partículas. Al mismo tiempo, la corriente 22 tiene únicamente gases de pirólisis (G22), usados para suspender la arena del reactor y aportar calor al proceso.

De este modo, y teniendo en cuenta que la biomasa (aunque no en su totalidad) se descompone en char, tars y más gases de pirólisis, la corriente 3 tendrá gases de pirólisis (G3), tars (T3), biocarbón (C3), la misma agua de humedad (A3) y la biomasa que no ha reaccionado (W3).

Se muestra a continuación una tabla que ejemplifica las entradas y salidas del reactor.

Tabla 9.1. Corrientes asociadas al reactor R-101.

Corriente	Biomasa seca kg/h	Gases kg/h	Agua de humedad kg/h	Tars kg/h	Char kg/h	Presión kPa	Temperatura K
2	q_{W2}	q_{G2}	q_{A2}	-	-	P_2	T_2
22	-	q_{G22}	-	-	-	P_{22}	T_{22}
3	q_{W3}	q_{G3}	q_{A3}	q_{T3}	q_{C3}	P_3	T_3

Obviamente, no todos estos datos son conocidos pero pueden calcularse todos a partir de fijar ciertos parámetros para que todo quede en función de la base de cálculo (que sería el caudal de biomasa seca de alimentación).

En primer lugar, para la corriente 2, se decide que la relación entre la masa de biomasa húmeda (agua de humedad y biomasa seca) y el gas para su transporte óptimo sea de 15, de acuerdo a bibliografía. Además, se escoge que la humedad de las partículas de biomasa que entran al reactor sea 0,1 kg/kg y se asume, de forma aproximada, que su temperatura es de 15 °C. [13]

Con respecto a la corriente 22, se decide que su temperatura de entrada sea de 1000 K, y que su caudal venga determinado por los requerimientos energéticos del sistema.

En lo que toca al funcionamiento del reactor, poco se conoce sobre los mecanismos de transferencia de materia y energía en el seno del mismo y la mayoría de la bibliografía que hay al respecto poco tiene que ver con el funcionamiento de una pirólisis donde ocurren miles de reacciones al mismo tiempo y el régimen de flujo es realmente difícil de modelizar.

Por este motivo, se considera que las corrientes 2 y 22 se mezclan e intercambian calor justo antes de comenzar la reacción (computando también la entalpía de vaporización del agua y el propio calor de reacción de la pirólisis) y la temperatura final de la mezcla alcanza los 825 K de reacción (que permanecerá constante a lo largo del lecho fluidizado sin transferencia de calor).

La presión se considerará constante a lo largo de todo el reactor e igual a 200 kPa, presión de entrada de la corriente 22.



Por último, se asume que la biomasa tiene las propiedades típicas de la madera de pino y que los gases permanentes tienen la composición ejemplificada en la tabla 6.3, cuyas propiedades medias (así como las del agua) serán extraídas del simulador de procesos químicos Aspen HYSYS V 8.8 a la presión de operación y temperaturas medias. El balance de energía puede expresarse de la siguiente forma si se desprecian los incrementos de energía cinética y potencial:

$$\begin{aligned}
 & q_{G22} \cdot cp_{G22} \cdot (T_{22} - T_3) + q_{W2} \cdot cp_{W2} \cdot (T_2 - T_3) + q_{G2} \cdot cp_{G2} \cdot (T_8 - T_3) + q_{A2} \cdot cp_{A2l} \\
 & \quad \cdot (T_8 - T_{sat}) + q_{A2} \cdot cp_{A2v} \cdot (T_{sat} - T_3) \\
 & = \Delta H_R \cdot q_{W2} \cdot (1 - [W]_{0,5}) + q_{A2} \cdot \Delta H_{vap}; \frac{kJ}{h}
 \end{aligned}
 \tag{E. 9.1}$$

Donde:

- q_{G22} : Caudal de gas de la corriente 22, kg/h.
- q_{W2} : Caudal de biomasa seca de la corriente 2, kg/h.
- q_{G2} : Caudal de gas de la corriente 2, kg/h.
- q_{A2} : Caudal de agua de humedad de la corriente 2, kg/h.
- cp_{G22} : Calor específico medio del gas de la corriente 22, $kJ \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$.
- cp_{W2} : Calor específico medio de la biomasa seca de la corriente 2, $kJ \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$.
- cp_{G2} : Calor específico medio del gas de la corriente 2, $kJ \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$.
- cp_{A2l} : Calor específico medio del agua líquida de la corriente 2, $kJ \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$.
- cp_{A2v} : Calor específico medio del agua vapor de la corriente 2, $kJ \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$.
- T_{22} : Temperatura de la corriente 22, K.
- T_2 : Temperatura de la corriente 2, K.
- T_3 : Temperatura de la corriente 3, K.
- T_{sat} : Temperatura de saturación del agua a la presión de operación, K.
- ΔH_R : Calor de reacción de la pirólisis por kg de biomasa consumida, endotérmico, kJ/kg.
- ΔH_{vap} : Calor de vaporización del agua a la temperatura de saturación, kJ/kg.
- $[W]_{0,5}$: Fracción másica de biomasa seca restante sobre biomasa seca inicial, kg/kg.

Las propiedades necesarias para este balance se exponen a continuación.

Tabla 9.2. Propiedades detalladas de los componentes.

cp (kJ·kg ⁻¹ ·K ⁻¹)	Temperatura en K			
	T ₂	T _{sat}	T ₃	T ₂₆
Componente	288,000	393,388	825,000	1000,000
Gases	1,577	-	1,841	1,912
Agua (líquida)	4,220	4,231	-	-
Agua (vapor)	-	2,288	2,174	-
Biomasa	1,300	1,300	1,300	1,300
ΔH _{vap} (kJ·kg ⁻¹)				
Componente	288,000	393,388	825,000	1000,000
Agua	-	2200,448	-	-

Por otro lado, el balance de materia se resume en las siguientes ecuaciones.

$$q_{A2} = \frac{Y_{H2O} \cdot q_{W2}}{1 - Y_{H2O}}; \frac{kg}{h} \quad \text{E. 9.2}$$

$$q_{G2} = \frac{q_{A2} + q_{W2}}{15}; \frac{kg}{h} \quad \text{E. 9.3}$$

$$q_{G3} = q_{G2} + q_{G22} + q_{W2} \cdot [G]_{0,5}; \frac{kg}{h} \quad \text{E. 9.4}$$

$$q_{W3} = q_{W2} \cdot [W]_{0,5}; \frac{kg}{h} \quad \text{E. 9.5}$$

$$q_{T3} = q_{W2} \cdot [T]_{0,5}; \frac{kg}{h} \quad \text{E. 9.6}$$

$$q_{C3} = q_{W2} \cdot [C]_{0,5}; \frac{kg}{h} \quad \text{E. 9.7}$$

$$q_{A3} = q_{A2} \cdot \frac{kg}{h}$$

E. 9.8

Donde:

- q_{A2} : Caudal de agua de humedad de la corriente 2, kg/h.
- q_{W2} : Caudal de biomasa seca de la corriente 2, kg/h.
- Y_{H2O} : Fracción másica de la humedad de la biomasa en la corriente 2, kg/kg.
- q_{G2} : Caudal de gas de la corriente 2, kg/h.
- q_{G22} : Caudal de gas de la corriente 22, kg/h.
- q_{G3} : Caudal de gas de la corriente 3, kg/h.
- $[G]_{0,5}$: Fracción másica de gases producidos sobre biomasa seca inicial, kg/kg.
- q_{W3} : Caudal de biomasa seca de la corriente 3, kg/h.
- $[W]_{0,5}$: Fracción másica de biomasa seca restante sobre biomasa seca inicial, kg/kg.
- q_{T3} : Caudal de tars de la corriente 3, kg/h.
- $[T]_{0,5}$: Fracción másica de tars producidos sobre biomasa seca inicial, kg/kg.
- q_{C3} : Caudal de char de la corriente 3, kg/h.
- $[C]_{0,5}$: Fracción másica de char producido sobre biomasa seca inicial, kg/kg.

Si se recogen los datos de la tabla 6.2 de las fracciones másicas de cada reactante sobre la biomasa seca inicial y se tiene en cuenta que la bibliografía indica que el calor de reacción de la pirólisis es de $2,55 \cdot 10^2$ kJ/kg de biomasa reaccionada, todas las corrientes quedan definidas en función del caudal de biomasa seca a tratar.

9.2.2.- Dimensionado para la fluidización

Para el diseño de la fluidización se asumirá que el caudal másico de gas que circula a través de la unidad es constante e igual al de los gases de pirólisis de la corriente 3 a la temperatura y presión de reacción (constantes), sin tener en cuenta el aumento del número de moles de gas ni las variaciones de presión y temperatura que pueda haber a lo largo del lecho. Sus propiedades se toman de la simulación vía Aspen HYSYS con la composición indicada en la tabla 6.3 en estas condiciones.



En primer lugar debe definirse la velocidad mínima de fluidización para el lecho, a través de la expresión de Ergun.

$$150 \cdot (1 - \varepsilon_{mf}) \cdot u_{mf}^* + 1,75 \cdot (u_{mf}^*)^2 \cdot d_s^* = \varepsilon_{mf}^3 \cdot (d_s^*)^2; \text{ adimensional} \quad \text{E. 9.9 [14]}$$

$$d_s^* = d_s \cdot \left(\frac{\rho_f \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot g}{\mu_f^2} \right)^{\frac{1}{3}}; \text{ adimensional} \quad \text{E. 9.10 [14]}$$

$$u^* = u \cdot \left(\frac{\rho_f^2}{\mu_f \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot g} \right)^{\frac{1}{3}}; \text{ adimensional} \quad \text{E. 9.11 [14]}$$

$$u^*(u_{mf}) = u_{mf}^*; \text{ adimensional} \quad \text{E. 9.12 [14]}$$

Donde:

- ε_{mf} : Porosidad del lecho a la velocidad mínima de fluidización, adimensional.
- u_{mf}^* : Velocidad adimensional mínima de fluidización, adimensional.
- d_s^* : Diámetro de partícula adimensional; adimensional.
- d_s : Diámetro de partícula a fluidizar, m.
- ρ_s : Densidad de la partícula a fluidizar, kg/m³.
- ρ_f : Densidad del fluido de fluidización, kg/m³.
- μ_f : Viscosidad del fluido de fluidización, Pa·s.
- g : Constante gravitacional, m/s².
- u : Velocidad del fluido de fluidización, m/s.
- u^* : Velocidad adimensional de fluidización, adimensional.

Al mismo tiempo que se calcula la velocidad mínima del gas para la fluidización, debe calcularse cuál es la velocidad terminal a partir de la cual las partículas son arrastradas.

$$u_t^* = \left(\frac{12}{(d_s^*)^2} + \frac{0,531}{(d_s^*)^{0,5}} \right)^{-1}; \text{adimensional} \quad \text{E. 9.13 [14]}$$

$$u^*(u_t) = u_t^*; \text{adimensional} \quad \text{E. 9.14 [14]}$$

Donde:

- u_t^* : Velocidad adimensional terminal, adimensional.
- d_s^* : Diámetro de partícula adimensional; adimensional.
- u_t : Velocidad terminal, m/s.
- u^* : Velocidad adimensional, adimensional.

Obviamente, la velocidad del fluido de operación debe situarse entre la velocidad mínima de fluidización de las partículas de arena y la velocidad terminal de las mismas. Sin embargo, al mismo tiempo que se desea garantizar la fluidización de la sílice también se desea que las partículas de biomasa sean arrastradas totalmente a la entrada en el reactor.

Por tanto, también se vuelve necesario calcular la velocidad terminal para las partículas de biomasa. Debe tenerse en cuenta que el tamaño de las astillas disminuye rápidamente una vez se someten a la temperatura de reacción por lo que su arrastre va a estar siempre garantizado.

Por otro lado, para que la fluidización sea lo más uniforme posible, se desea que el número de Reynolds de trabajo sea superior al Reynolds crítico o al menos lo más próximo posible, es decir, que se consiga una fluidización turbulenta. [10]

$$Re = \frac{u_0 \cdot d_s \cdot \rho_f}{\mu_f}; \text{adimensional} \quad \text{E. 9.15 [13]}$$

$$Re_c = 2 \cdot \left(\frac{d_s^3 \cdot \rho_f \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot g}{\mu_f^2} \right)^{0,45}; \text{adimensional} \quad \text{E. 9.16 [13]}$$

Donde:

- u_0 : Velocidad de operación, m/s.
- d_s : Diámetro de partícula a fluidizar, m.
- ρ_f : Densidad del fluido de fluidización, kg/m³.
- μ_f : Viscosidad del fluido de fluidización, Pa·s.
- ρ_s : Densidad de la partícula a fluidizar, kg/m³.
- g : Constante gravitacional, m/s².
- Re : Número de Reynolds de operación, adimensional.
- Re_c : Número de Reynolds crítico, adimensional.

La velocidad de operación debe ser tal que sea superior a la velocidad terminal de las partículas de biomasa, inferior a la velocidad terminal de las partículas de arena y que proporcione un Reynolds de operación cercano al crítico. Una relación de velocidad de operación sobre velocidad mínima de fluidización de 15 suele ser adecuada para garantizar todas estas restricciones.

En las tablas siguientes se muestran los parámetros de diseño escogidos para el dimensionamiento del sistema de fluidización.

Tabla 9.3. Parámetros de diseño para la fluidización de las partículas de sílice.

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidades
Densidad de partícula de sílice	ρ_s	1600,000	kg/m ³
Densidad del gas de fluidización	ρ_f	0,570	kg/m ³
Viscosidad del gas de fluidización	μ_f	$3,173 \cdot 10^{-5}$	Pa·s
Diámetro de partícula de sílice	d_s	0,001	m
Constante gravitacional	g	9,810	m/s ²
Porosidad mínima de fluidización, valor típico	ϵ_{mf}	0,400	adimensional

Tabla 9.4. Parámetros de diseño para la fluidización de las partículas de biomasa.

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidades
Densidad de partícula de biomasa	ρ_s	400,000	kg/m ³
Diámetro de partícula de biomasa	d_s	0,001	m

Una vez escogida la velocidad de operación para la fluidización, pueden empezar a calcularse ciertas dimensiones clave del reactor. Como se conoce el caudal de gas de fluidización de los balances de materia y energía (el cual se asume como el caudal de gas de pirólisis de la corriente 3 a 825 K) y también la velocidad de operación, se puede calcular la sección y por extensión el diámetro.

$$\frac{D^2 \cdot \pi}{4} = \frac{q_{G3}}{\rho_{G3} \cdot u_0}; m^2 \quad \text{E. 9.17}$$

Donde:

- D: Diámetro interno calculado, m.
- q_{G3} : Caudal másico de gases en la corriente 3, kg/s.
- ρ_{G3} : Densidad de los gases de la corriente 3, kg/m³.
- u_0 : Velocidad de fluidización de trabajo, m/s.

Sin embargo, el diámetro anterior debe ser redondeado por motivos obvios a un valor de diseño más estándar, quedando la ecuación anterior de la siguiente forma.

$$\frac{D_D^2 \cdot \pi}{4} = \frac{q_{G3}}{\rho_{G3} \cdot u_{0D}}; m^2 \quad \text{E. 9.18}$$

Donde:

- D_D : Diámetro interno de diseño, m.
- q_{G3} : Caudal másico de gases en la corriente 3, kg/s.
- ρ_{G3} : Densidad de los gases de la corriente 3, kg/m³.
- u_{0D} : Velocidad de fluidización de trabajo de diseño, m/s.

Debe volver a comprobarse también que el nuevo número de Reynolds de trabajo está próximo al crítico y que la nueva velocidad de diseño cumple con los requisitos anteriormente mencionados. Si

esta velocidad es adecuada puede calcularse la longitud de lecho fluidizado necesaria para el tiempo de residencia del gas de fluidización (correspondiente con el gas de salida en la corriente 3).

$$\tau = \frac{L_f}{u_{0D}}; s \quad \text{E. 9.19}$$

Donde:

- τ : Tiempo de residencia, s.
- L_f : Longitud del lecho en fluidización, m.
- u_{0D} : Velocidad de fluidización de trabajo de diseño m/s.

Para calcular la masa de arena que se necesita introducir a modo de lecho debe conocerse la porosidad en fluidización respecto a la velocidad de diseño. A continuación se exponen una serie de ecuaciones para el cálculo de esta masa de arena y también la longitud del lecho a la velocidad mínima de fluidización.

$$u_{0D} = 0,0055 \cdot \frac{\varepsilon_0^3}{1 - \varepsilon_0} \cdot \frac{d_s^2 \cdot \rho_f \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot g}{\mu_f}; m/s \quad \text{E. 9.20 [13]}$$

$$m_s = \rho_s \cdot \frac{\pi \cdot D_D^2 \cdot L_f \cdot (1 - \varepsilon_0)}{4}; kg \quad \text{E. 9.21}$$

$$m_s = \rho_s \cdot \frac{\pi \cdot D_D^2 \cdot L_{mf} \cdot (1 - \varepsilon_{mf})}{4}; kg \quad \text{E. 9.22}$$

Donde:

- u_{0D} : Velocidad de operación de diseño, m/s.
- d_s : Diámetro de partícula a fluidizar, m.
- ρ_f : Densidad del fluido de fluidización, kg/m³.

- μ_f : Viscosidad del fluido de fluidización, Pa·s.
- ρ_s : Densidad de la partícula a fluidizar, kg/m³.
- g: Constante gravitacional, m/s².
- ε_0 : Porosidad a la velocidad de operación e diseño, adimensional.
- m_s : Masa de arena en el reactor, kg.
- D_D : Diámetro interno de diseño del reactor, m.
- L_f : Longitud del lecho a la velocidad de operación de diseño, m.
- L_{mf} : Longitud del lecho a la velocidad mínima de fluidización, m.
- ε_0 : Porosidad a la velocidad mínima de fluidización, adimensional.

Con todos estos cálculos queda el reactor correctamente dimensionado para conseguir el tiempo de residencia deseado y la adecuada fluidización.

9.2.3. Diseño mecánico

En primer lugar debe indicarse que todo el diseño mecánico del reactor R-101 ha sido realizado de acuerdo al *ASME Boiler and Pressure Vessel Code VIII Division 1; Rules for Construction of Pressure Vessels*.

Para empezar, es imprescindible definir la presión de diseño, en general, es suficiente con seleccionar una presión un 10% superior a la máxima de operación (siempre manométrica ya que lo que el recipiente debe soportar es una presión diferencial entre el exterior y el interior).

Por otro lado, la temperatura de diseño se escoge como la máxima temperatura de operación del sistema y se aumenta un 10%, que en este caso se corresponde con la temperatura de entrada de la corriente 22.

El reactor constará, como la mayoría de los recipientes a presión, de una carcasa cilíndrica (con uniones longitudinales) y dos cabezales torisféricos (con radio de nudillo como 6% del de corona) a modo de tapas.

Las fórmulas para el cálculo de los espesores del material de estos componentes se exponen a continuación de acuerdo al código de diseño. Se considera que los dos cabezales deben soportar el mismo esfuerzo ya que se desprecia el peso del lecho frente a la presión de diseño.

$$\text{Carcasa: } t = \frac{P_D \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P_D}; m \quad \text{E. 9.23 [15]}$$

$$\text{Cabezal: } t = \frac{0,885 \cdot P_D \cdot L}{S \cdot E - 0,1 \cdot P_D}; m \quad \text{E. 9.24 [15]}$$

Donde:

- t: Espesor mínimo de material para resistir la presión de diseño, m.
- P_D : Presión de diseño, Pa.
- R: Radio interno del recipiente, m.
- S: Máximo esfuerzo permisible a la temperatura de trabajo, Pa.
- L: Radio de la corona del cabezal, m.
- E: Eficacia de soldadura, adimensional.

Para los cabezales toriéféricos es común tomar el radio de la corona igual al diámetro interno del recipiente y la eficacia de soldadura puede tomarse como 0,85 para recipientes “Double-welded butt, spot radiography”. [15,16]

Además, es necesario definir el material de construcción del recipiente de proceso, el cual debe ser altamente resistente a la corrosión, no solo por las propiedades corrosivas del bioaceite sino también por todo el contenido particulado, y a las altas temperaturas que el reactor debe soportar constantemente. El material de construcción seleccionado, el cual cumple adecuadamente las restricciones de corrosión y temperatura, es el ASME SA 240; 21Cr - 11Ni - N, cuyo máximo esfuerzo teórico se obtiene de la documentación del código de diseño sobre materiales. [17]

Sin embargo, el código de diseño indica que estos esfuerzos teóricos no pueden usarse directamente en el cálculo del espesor ya que deben ser modificados por un factor de seguridad que para temperaturas altas de trabajo toma el valor de 1,5. [15,16]

$$S = S_{teor} \cdot \frac{1}{f}; Pa \quad E. 9.25$$

Donde:

- S: Máximo esfuerzo permisible a la temperatura de trabajo, Pa.
- S_{teor} : Máximo esfuerzo teórico a la temperatura de trabajo, Pa.
- f: Factor de seguridad, adimensional.

A estos espesores debe añadirse una tolerancia a la corrosión que, según la bibliografía, para ambientes corrosivos es de 4 mm y este debe ser redondeado para acercarse a algún espesor estándar.

$$t_D = t + t_{corr}; m \quad E. 9.26$$

Donde:

- t_D : Espesor de diseño, m.
- t: Espesor sin corrosión calculado por el código de diseño, m.
- t_{corr} : Espesor extra para la corrosión, m.

9.3.- Separador S-101

La corriente gaseosa que sale del reactor arrastra partículas de char y biomasa con una amplia distribución de tamaños que debe ser retirada para garantizar la calidad del bioaceite.

El planteamiento de diseño que se hace en esta sección es diseñar un sistema de ciclones en paralelo (multiciclón) que elimine la mayor parte del contenido particulado que arrastra la corriente 3.

No se puede considerar eliminar la totalidad de partículas de la corriente porque, aunque se asume que la mayor parte de estas se puede retirar con el ciclón, hay una fracción del carbón suspendido que, aunque pequeña, tiene tamaños que rondan los 25 μm y no puede ser separada con un sistema de ciclones convencional. Un multiciclón podrá separar el 90% del char suspendido, y el resto deberá ser eliminado con un sistema de filtrado de gases en caliente acoplado a este con un tamaño de corte de aproximadamente 5 μm para garantizar que no hay paso de sólidos a los procesos de enfriamiento y condensación posteriores. [9]

El filtro de gases constará de un sistema colocado a la salida del multiciclón preparado para separar todas las micropartículas suspendidas de modo continuo con regeneración sin parada, con caída de presión máxima del sistema de 0,2 bar. El tamaño de corte para este tipo de filtro se establecerá en los 5 μm . El diseño de este sistema de filtración no está considerado dentro de este proyecto ya que se comprará un diseño comercial y preferiblemente compacto. En la sección 8 se describe con más detalle la filtración de gases en caliente y la eliminación de los “fine chars”.

Al considerar que se eliminan todas las partículas suspendidas, el balance de materia se vuelve muy fácil, pasando tanto la biomasa como el char de la corriente 3 a la 4 mientras que los gases salidos del reactor siguen por el proceso en la corriente 5.

Tabla 9.5. Corrientes asociadas al separador S-102.

Corriente	Biomasa seca kg/h	Gases kg/h	Agua de humedad kg/h	Tars kg/h	Char kg/h	Presión kPa	Temperatura K
3	q_{W3}	q_{G3}	q_{A3}	q_{T3}	q_{C3}	P_3	T_3
4	q_{W4}	-	-	-	q_{C4}	P_4	T_4
5	-	q_{G5}	q_{A5}	q_{T5}	-	P_5	T_5

Con estas suposiciones, el balance de materia se vuelve trivial y se resume en las siguientes igualdades:

$$q_{W3} = q_{W4}, q_{C3} = q_{C4}; \text{kg/h} \quad \text{E. 9.27}$$

$$q_{G3} = q_{G5}, q_{T3} = q_{T5}, q_{A3} = q_{A5}; kg/h$$

E. 9.28

Donde:

- q_{W3} : Caudal másico de biomasa en la corriente 3, kg/h.
- q_{W4} : Caudal másico de biomasa en la corriente 4, kg/h.
- q_{C3} : Caudal másico de char en la corriente 3, kg/h.
- q_{C4} : Caudal másico de char en la corriente 4, kg/h.
- q_{G3} : Caudal másico de gases en la corriente 3, kg/h.
- q_{G5} : Caudal másico de gases en la corriente 5, kg/h.
- q_{T3} : Caudal másico de tars en la corriente 3, kg/h.
- q_{T5} : Caudal másico de tars en la corriente 5, kg/h.
- q_{A3} : Caudal másico de agua en la corriente 3, kg/h.
- q_{A5} : Caudal másico de gases en la corriente 5, kg/h.

El dimensionamiento de cada uno de los ciclones se basa en el estándar de alta eficiencia:

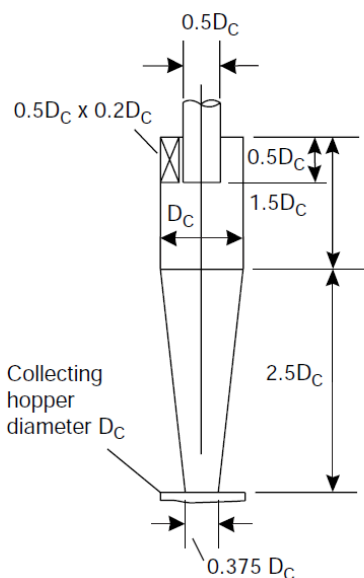


Figura 9.1. Dimensiones de un ciclón estándar de alta eficiencia. [16]

El método de cálculo de los ciclones se basa en que la sección al paso de caudal sea tal que la velocidad del gas a través de esta sea de 15 m/s. Dependiendo del número de ciclones en paralelo, se calculará el diámetro del ciclón a partir de esa sección de acuerdo a las dimensiones de la figura anterior. [16]

Se considera que el gas que entra al ciclón está formado por los gases de pirólisis, el agua y los tars que lleva la corriente 3.

Para la estimación de sus propiedades se ha recurrido a las tablas 6.3 (modelo de composición de los gases de pirólisis) y 6.4 (modelo de composición de los tars) y se ha realizado una simulación en Aspen HYSYS donde se mezclan junto con el agua, simulando la corriente 3 y obteniendo de ahí sus propiedades a la presión de entrada al equipo.

$$S_T = \frac{q_f}{\rho_f \cdot u_s}; m^2 \quad \text{E. 9.29}$$

$$S_C = \frac{S_T}{N}; m^2 \quad \text{E. 9.30}$$

$$q_f = q_{G3} + q_{A3} + q_{T3}; kg/s \quad \text{E. 9.31}$$

$$S_C = 0,5 \cdot D_C \cdot 0,2 \cdot D_C; m^2 \quad \text{E. 9.32}$$

Donde:

- S_T : Superficie de entrada al caudal volumétrico total, m^2 .
- q_f : Caudal másico de gases de entrada, kg/h .
- ρ_f : Densidad de los gases de entrada, kg/m^3 .
- u_s : Velocidad estándar de entrada a ciclón, m/s .
- S_C : Superficie de entrada por ciclón, m^2 .
- N : Número total de ciclones en paralelo, ciclones.
- q_{G3} : Caudal másico de gases en la corriente 3, kg/s .
- q_{T3} : Caudal másico de tars en la corriente 3, kg/s .

- q_{A3} : Caudal másico de agua en la corriente 3, kg/s.
- D_C : Diámetro de cada ciclón, m.

Una vez definido el cálculo del diámetro del ciclón/ciclones debe calcularse el factor de escala, el cual muestra la relación entre los tamaños de partícula que puede retirar el ciclón estándar frente al diseñado.

$$\frac{d_2}{d_1} = \left(\frac{D_{C2}}{D_{C1}} \right)^3 \cdot \frac{Q_1}{Q_2} \cdot \frac{\Delta\rho_1}{\Delta\rho_2} \cdot \frac{\mu_2}{\mu_1}; \text{adimensional} \quad \text{E. 9.33 [16]}$$

Donde:

- d_2 : Diámetro de partícula para el ciclón diseñado, m.
- d_1 : Diámetro de partícula para el ciclón estándar, m.
- D_{C1} : Diámetro de ciclón estándar, m.
- D_{C2} : Diámetro de ciclón diseñado, m.
- Q_1 : Caudal volumétrico del ciclón estándar, m^3/s .
- Q_2 : Caudal volumétrico del ciclón diseñado, m^3/s .
- $\Delta\rho_1$: Diferencia de densidades entre partícula y fluido para el ciclón estándar, kg/m^3 .
- $\Delta\rho_2$: Diferencia de densidades entre partícula y fluido para el ciclón diseñado, kg/m^3 .
- μ_1 : Viscosidad del gas para el ciclón estándar, Pa·s.
- μ_2 : Viscosidad del gas para el ciclón diseñado, Pa·s.

Se presenta a continuación una tabla con los parámetros de la ecuación anterior para el ciclón de diseño y para un ciclón estándar de alta eficiencia junto con las ecuaciones para el cálculo de la diferencia de densidades y el caudal volumétrico por ciclón.

$$Q_2 = \frac{q_f}{\rho_f \cdot N}; m^3/s \quad \text{E. 9.34}$$

$$\Delta\rho_2 = \rho_s - \rho_f; kg/m^3$$

E. 9.35

Donde:

- Q_2 : Caudal volumétrico por ciclón, m^3/s .
- q_f : Caudal másico de gases de entrada, kg/h .
- ρ_f : Densidad de los gases de entrada, kg/m^3 .
- N : Número total de ciclones en paralelo, ciclones.
- $\Delta\rho_2$: Diferencia de densidades entre partícula y fluido, kg/m^3 .
- ρ_s : Densidad de partícula, kg/m^3 .
- ρ_f : Densidad de fluido, kg/m^3 .

Tabla 9.6. Parámetros de diseño para el sistema de ciclones. [16]

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidades
Ciclón estándar			
Diferencia de densidades	$\Delta\rho_1$	2000	kg/m^3
Diámetro	D_{C1}	0,203	m
Viscosidad del gas	μ_1	$1,800 \cdot 10^{-5}$	Pa·s
Caudal	Q_1	0,062	m^3/s
Ciclón escalado			
Diferencia de densidades	$\Delta\rho_2$	E. 9.35	kg/m^3
Diámetro	D_{C2}	E. 9.29-9.32	m
Viscosidad del gas	μ_2	$3,139 \cdot 10^{-5}$	Pa·s
Caudal	Q_2	E. 9.34	m^3/s
Densidad de partícula	ρ_s	400,000	kg/m^3
Densidad de fluido	ρ_f	0,583	kg/m^3

Cuando se tiene el factor de escala, y conociendo las curvas de eficiencia para el ciclón estándar, puede sacarse la curva de eficiencia para el sistema escalado.

Simplemente, para una misma eficiencia de eliminación, el tamaño de partícula que es capaz de separar el ciclón estándar se multiplica por el factor de escala para obtener el tamaño que puede retirar el escalado.

Si realizando este análisis se ve que no se consigue eliminar el tamaño de partícula deseado con la eficiencia establecida se debe aumentar el número de ciclones en paralelo hasta conseguir el rendimiento requerido. A modo de ejemplo, se muestra una figura donde se representa la curva de eficiencia para el ciclón estándar de alta eficiencia y la de un sistema escalado con un factor de 4.

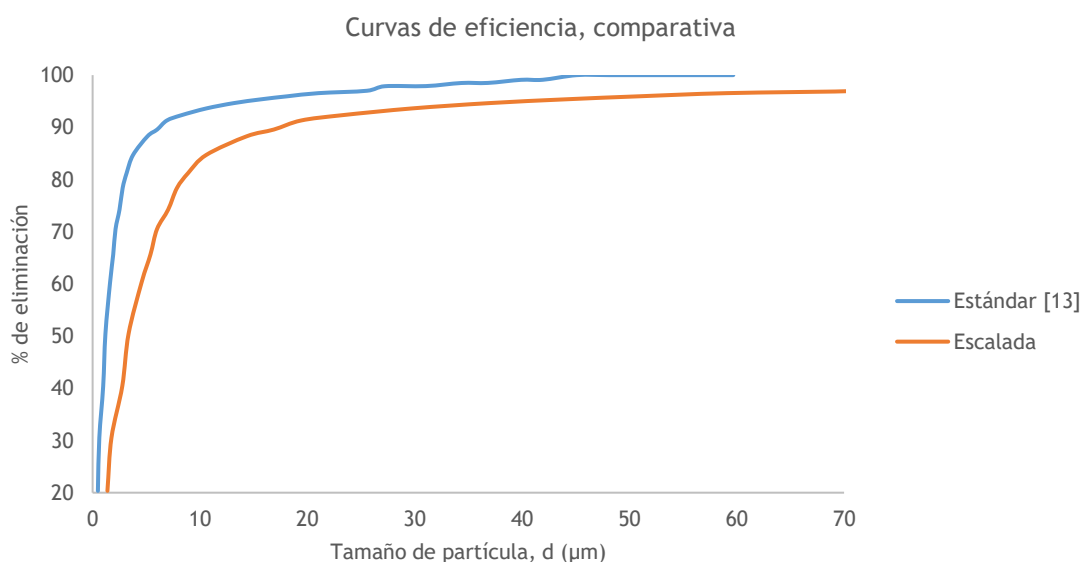


Figura 9.2. Comparativa de curva de eficiencia estándar y escalada para un factor de 4. [16]

Por otro lado, se puede calcular la caída de presión dentro del ciclón, que será generalmente pequeña, con la siguiente ecuación.

$$\Delta P = \frac{\rho_f}{203} \cdot \left(u_1^2 \cdot \left(1 + 2 \cdot \phi^2 \cdot \left(\frac{2 \cdot r_t}{r_e} - 1 \right) \right) + 2 \cdot u_2^2 \right); mbar \quad \text{E. 9.36 [16]}$$

Donde:

- ΔP : Caída de presión en el ciclón, mbar.
- ρ_f : Densidad de fluido, kg/m^3 .
- u_1 : Velocidad de entrada al ciclón, m/s.
- u_2 : Velocidad de salida del ciclón, m/s.
- Φ : Parámetro de caída de presión, adimensional.
- r_t : Radio del círculo que tiene como tangente la línea central de la entrada, m.
- r_e : Radio de la tubería de salida, m.

Se muestra ahora una figura para la determinación del parámetro de caída de presión y las ecuaciones auxiliares para el cálculo del mismo.

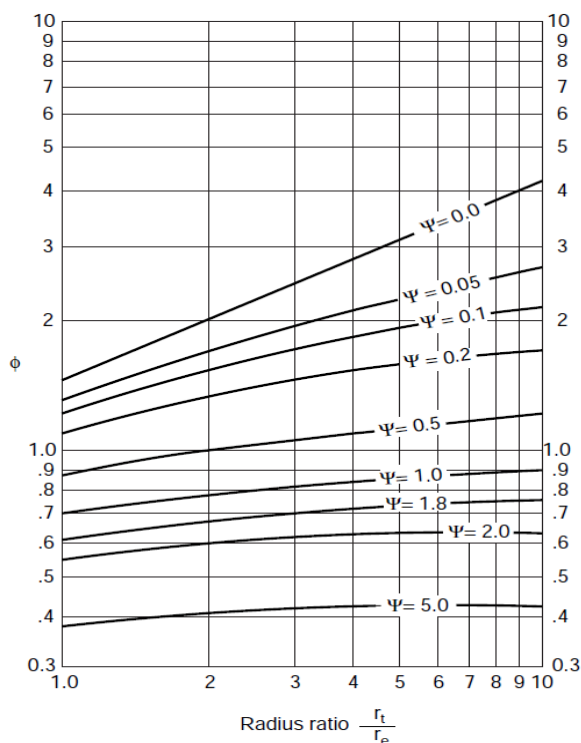


Figura 9.3. Parámetro de caída de presión en el ciclón. [16]

$$r_t = 0,5 \cdot D_C - 0,1 \cdot D_C; m \quad \text{E. 9.37}$$

$$r_e = 0,25 \cdot D_C; m \quad \text{E. 9.38}$$

$$\psi = 0.005 \cdot \frac{A_s}{A_1}; \text{adimensional} \quad \text{E. 9.39}$$

$$A_s = \pi \cdot D_C \cdot 4,5 \cdot D_C; m^2 \quad \text{E. 9.40}$$

$$A_1 = 0,5 \cdot D_C \cdot 0,2 \cdot D_C; m^2 \quad \text{E. 9.41}$$

$$u_2 = \frac{Q \cdot 4}{\pi \cdot (0,5 \cdot D_C)^2}; m/s \quad \text{E. 9.42}$$

Donde:

- r_t : Radio del círculo que tiene como tangente la línea central de la entrada, m.
- r_e : Radio de la tubería de salida, m.
- D_C : Diámetro de cada ciclón, m.
- ψ : Factor de la figura 9.3, adimensional.
- A_s : Superficie del cilindro de altura y diámetro del ciclón, m^2 .
- A_1 : Sección de entrada al ciclón, m^2 .
- u_2 : Velocidad de salida, m/s.
- Q : Caudal volumétrico de gas al ciclón, m^3/s .

El diseño mecánico del set de ciclones en paralelo será especificado como idéntico al de la carcasa del reactor R-101.

9.4.- Intercambiadores de calor E-101, Q-101, E-102 y E-103

9.4.1.- Metodología de cálculo para carcasa y tubos

Para el diseño de un intercambiador de calor se debe establecer la ecuación característica de la transmisión de calor en carcasa-tubos, referida al área exterior de los tubos.

$$Q = U_o \cdot A_o \cdot \Delta T_m; J/s \quad \text{E. 9.43 [16]}$$

$$\Delta T_m = \Delta T_{ml} \cdot F; K \quad \text{E. 9.44 [16]}$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} \right)}; K \quad \text{E. 9.45 [16]}$$

Donde:

- Q: Calor intercambiado, J/s.
- U_o : Coeficiente global de transmisión de calor, referido a área externa, $W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$.
- ΔT_m : Diferencia de temperatura media, K.
- ΔT_{ml} : Diferencia de temperatura media logarítmica, K.
- F: Factor de corrección, adimensional.
- T_1 : Temperatura de entrada del fluido caliente, K.
- t_2 : Temperatura de salida del fluido frío, K.
- T_2 : Temperatura de salida del fluido caliente, K.
- t_1 : Temperatura de salida del fluido frío, K.
- A_o : Superficie externa de intercambio de calor, m^2 .

Las temperaturas de los fluidos son generalmente ya conocidas o bien pueden calcularse por un balance de energía de forma sencilla así como el calor intercambiado. Únicamente debe esclarecerse el cálculo del factor de corrección, el cual se obtiene a través de una figura con el uso de dos parámetros adimensionales adicionales.

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}; \text{adimensional} \quad \text{E. 9.46 [16]}$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}; \text{adimensional}$$

E. 9.47 [16]

Donde:

- T_1 : Temperatura de entrada del fluido caliente, K.
- t_2 : Temperatura de salida del fluido frío, K.
- T_2 : Temperatura de salida del fluido caliente, K.
- t_1 : Temperatura de salida del fluido frío, K.
- R: Primer parámetro para el factor de corrección, adimensional.
- S: Segundo parámetro para el factor de corrección, adimensional.

A continuación se muestra la figura donde introducir los parámetros expuestos en las ecuaciones anteriores y conseguir el factor de corrección para la diferencia de temperatura media logarítmica.

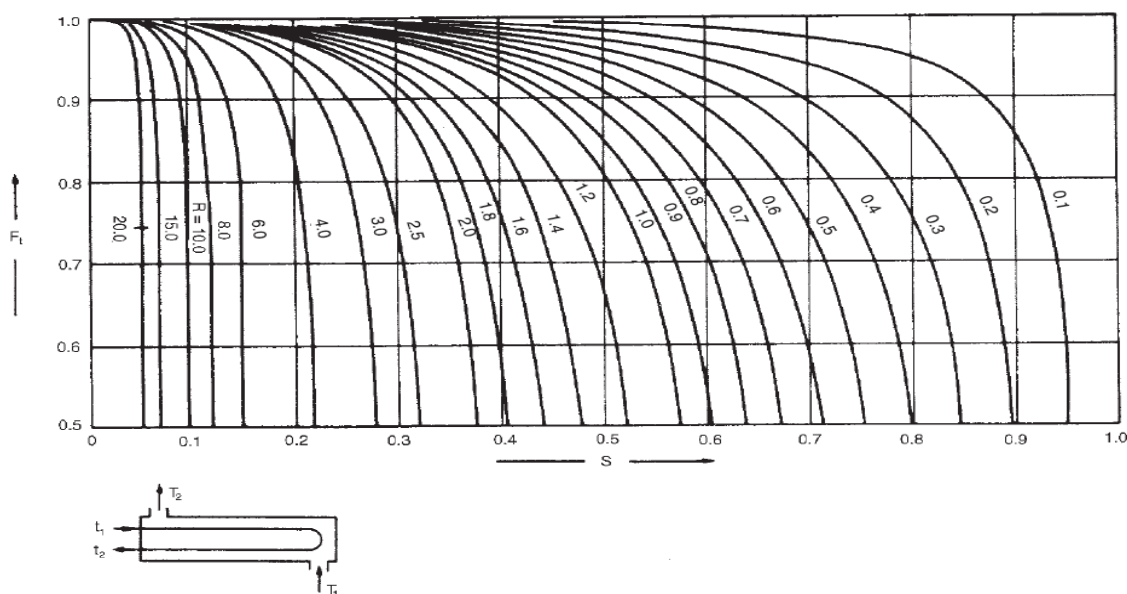


Figura 9.4. Factor de corrección para carcasa y tubos con un paso por carcasa y dos o más pasos pares por tubo. [13]

Existen más figuras para otro tipo de configuraciones de intercambiadores de calor pero por defecto se especificarán equipos con un único paso por carcasa y pasos por tubo pares.

Una vez definida correctamente la diferencia de temperatura y el calor intercambiado solamente quedan los parámetros de coeficiente global de transmisión de calor y el área externa para la misma.

Estos parámetros son los que definen realmente el diseño del equipo ya que es la geometría de la carcasa y los tubos la que determina tanto el área de intercambio como la transmisión a través de esta.

El número de tubos para el intercambio, su longitud, diámetro interno y externo así como el área transversal de los mismos se relacionan por las expresiones que se exponen a continuación.

$$n_t = \frac{A_o}{A_t}; \text{tubos} \quad \text{E. 9.48 [16]}$$

$$A_t = \pi \cdot d_o \cdot L; m^2 \quad \text{E. 9.49 [16]}$$

$$A_{tt} = \frac{\pi \cdot d_i^2}{4} \cdot \frac{n_t}{N_p}; m^2 \quad \text{E. 9.50 [16]}$$

Donde:

- n_t : Número de tubos, tubos.
- A_o : Área exterior del intercambio de calor, m^2 .
- A_t : Área exterior de un tubo, m^2 .
- d_o : Diámetro exterior de un tubo, m.
- L : Longitud de un tubo, m.
- A_{tt} : Área transversal al paso del fluido por tubos, m^2 .
- d_i : Diámetro interno de un tubo, m.
- N_p : Número de pasos por tubo, pasos.

Los tubos utilizados para la construcción del intercambiador cumplirán la normativa TEMA. [18]

Estos tubos formarán un haz que debe ir acomodado dentro de una carcasa con unas características geométricas que van expuestas en las siguientes ecuaciones.

$$d_b = d_o \cdot \left(\frac{n_t}{K_1}\right)^{\frac{1}{n_1}}; m \quad \text{E. 9.51 [16]}$$

$$d_s = d_b + S; m \quad \text{E. 9.52 [16]}$$

$$A_{st} = \frac{(p_t - d_o) \cdot d_s \cdot l_b}{p_t}; m^2 \quad \text{E. 9.53 [16]}$$

$$\text{pitch cuadrado: } d_e = \frac{1,27}{d_o} \cdot (p_t^2 - 0,785 \cdot d_o^2); m \quad \text{E. 9.54 [16]}$$

$$\text{pitch triangular: } d_e = \frac{1,10}{d_o} \cdot (p_t^2 - 0,917 \cdot d_o^2); m \quad \text{E. 9.55 [16]}$$

Donde:

- d_b : Diámetro del haz de tubos, m.
- d_s : Diámetro de la carcasa, m.
- A_{st} : Área transversal al paso de fluido por carcasa, m^2 .
- d_e : Diámetro equivalente al paso de fluido por carcasa, m.
- d_o : Diámetro externo de un tubo, m.
- n_t : Número de tubos, tubos.
- K_1 : Parámetro del pitch de los tubos, adimensional.
- n_1 : Parámetro del pitch de los tubos, adimensional.
- S : Espacio entre carcasa y haz de tubos, m.
- p_t : Pitch de los tubos, m.
- l_b : Distancia entre baffles de carcasa, m.

Las ecuaciones anteriormente expuestas necesitan que se determine el pitch de los tubos. Se presenta una ecuación para el cálculo del pitch y una tabla para determinar sus parámetros según la configuración escogida.

$$p_t = 1,25 \cdot d_o; m \quad \text{E. 9.56 [16]}$$

Donde:

- p_t : Pitch de los tubos, m.
- d_o : Diámetro externo de un tubo, m.

Tabla 9.7. Parámetros del pitch. [16]

Pasos por tubo	1	2	4	6	8
Pitch triangular					
K_1	0,319	0,249	0,175	0,0743	0,0365
n_1	2,142	2,207	2,285	2,499	2,675
Pitch cuadrado					
K_1	0,215	0,156	0,158	0,0402	0,0331
n_1	2,207	2,291	2,263	2,617	2,643

Queda por establecer también el espaciamiento entre baffles, que suele ir desde un quinto del diámetro de la carcasa hasta un diámetro de carcasa.

Hay heurística también para el espaciamiento entre carcasa y haz de tubos, que depende generalmente del diámetro del haz y viene correlacionado por la siguiente figura:

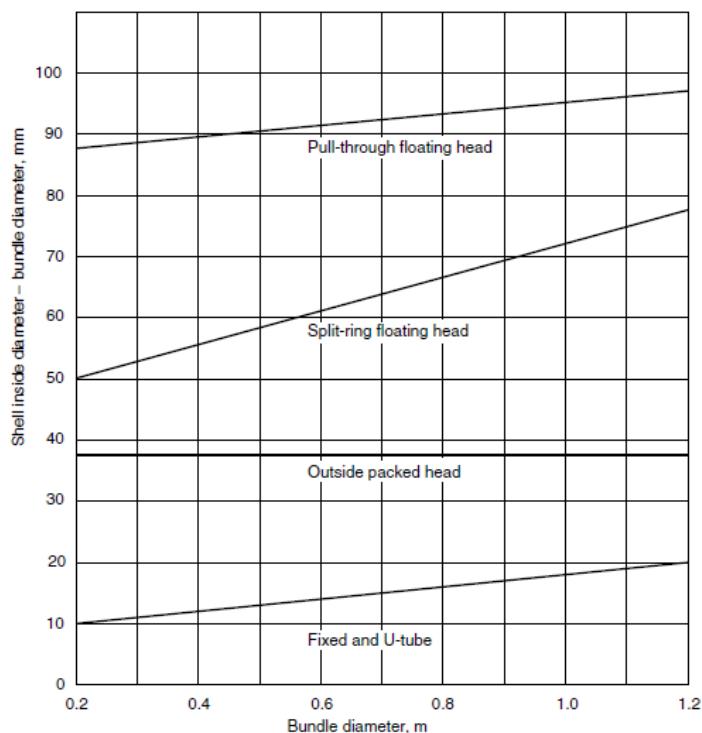


Figura 9.5. Diferencia de diámetros entre carcasa y haz de tubos. [16]

Después de presentar la geometría de la carcasa y los tubos, deben presentarse las expresiones del número de Reynolds por carcasa y tubos que serán imprescindibles para determinar las caídas de presión y los coeficientes de transferencia de calor individuales.

$$Re_t = \frac{\rho_t \cdot u_t \cdot d_i}{\mu_t}; m \quad \text{E. 9.57 [16]}$$

$$Re_s = \frac{\rho_s \cdot u_s \cdot d_e}{\mu_s}; m \quad \text{E. 9.58 [16]}$$

$$u_s = \frac{q_s}{\rho_s \cdot A_{st}}; m \quad \text{E. 9.59 [16]}$$

$$u_t = \frac{q_t}{\rho_t \cdot A_{tt}}; m \quad \text{E. 9.60 [16]}$$

Donde:

- Re_t : Reynolds del fluido por tubos, adimensional.
- ρ_t : Densidad del fluido por tubos, kg/m^3 .
- u_t : Velocidad del fluido por tubos, m/s .
- d_i : Diámetro interno del tubo, m .
- μ_t : Viscosidad del fluido por tubos, $Pa \cdot s$.
- Re_s : Reynolds del fluido por carcasa, adimensional.
- ρ_s : Densidad del fluido por carcasa, kg/m^3 .
- u_s : Velocidad del fluido por carcasa, m/s .
- d_e : Diámetro equivalente de la carcasa, m .
- μ_e : Viscosidad del fluido por carcasa, $Pa \cdot s$.
- q_s : Caudal másico de fluido por carcasa, kg/s .
- q_t : Caudal másico de fluido por tubos, kg/s .
- A_{st} : Área transversal al fluido por carcasa, m^2 .
- A_{tt} : Área transversal al fluido por tubos, m^2 .

Una vez definidos los números de Reynolds por carcasa y tubos, pueden calcularse las caídas de presión a través de las dos zonas.

$$\text{tubos: } \Delta P_t = N_p \cdot \left[8 \cdot j_{ft} \cdot \frac{L}{d_i} + 2,5 \right] \cdot \frac{\rho_t \cdot u_t^2}{2}; Pa \quad \text{E. 9.61 [16]}$$

$$\text{carcasa: } \Delta P_s = 8 \cdot j_{fs} \cdot \frac{d_s}{d_e} \cdot \frac{L}{l_b} \cdot \frac{\rho_s \cdot u_s^2}{2}; Pa$$

E. 9.62 [16]

Donde:

- ΔP_t : Caída de presión en tubos, Pa.
- N_p : Número de pasos por tubo, pasos.
- j_{ft} : Factor de fricción en tubos, adimensional.
- L : Longitud de los tubos, m.
- d_i : Diámetro interno de los tubos, m.
- ρ_t : Densidad del fluido por tubos, kg/m³.
- u_t : Velocidad del fluido por tubos, m/s.
- ΔP_s : Caída de presión en carcasa, Pa.
- j_{fs} : Factor de fricción en carcasa, adimensional.
- d_s : Diámetro interno de la carcasa, m.
- d_e : Diámetro equivalente de la carcasa, m.
- l_b : Espaciamiento entre baffles, m.
- ρ_s : Densidad del fluido por carcasa, kg/m³.
- u_s : Velocidad del fluido por carcasa, m/s.

Se presentan a continuación las gráficas para el cálculo del factor de fricción, para carcasa y para tubos en función del número de Reynolds. Se necesita también en estas gráficas el porcentaje de corte de los baffles, que por defecto será del 25%.

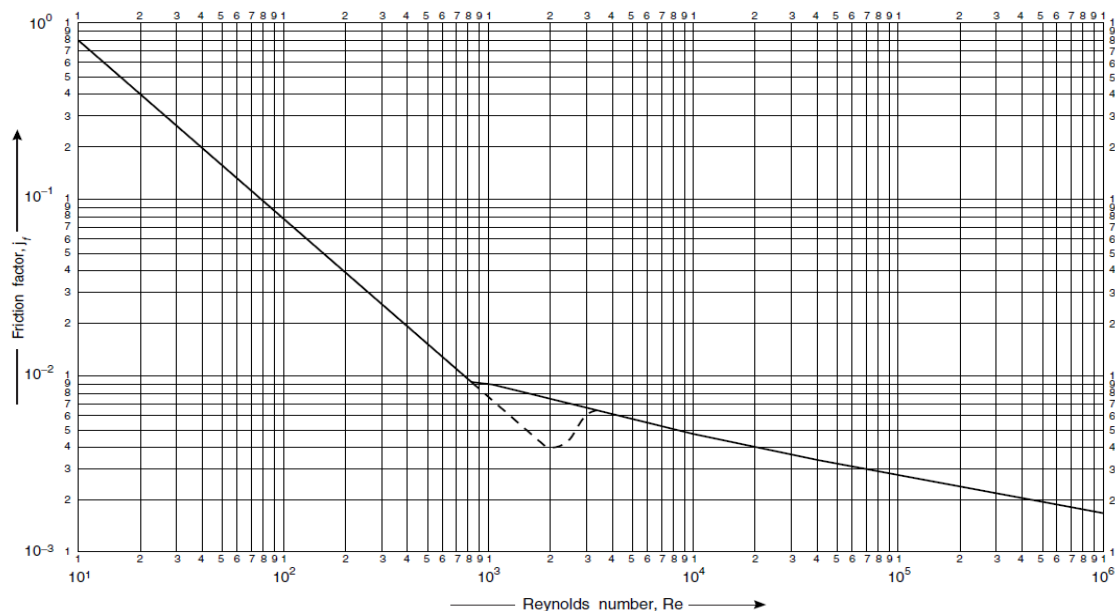


Figura 9.6. Factor de fricción en tubos en función del Reynolds. [16]

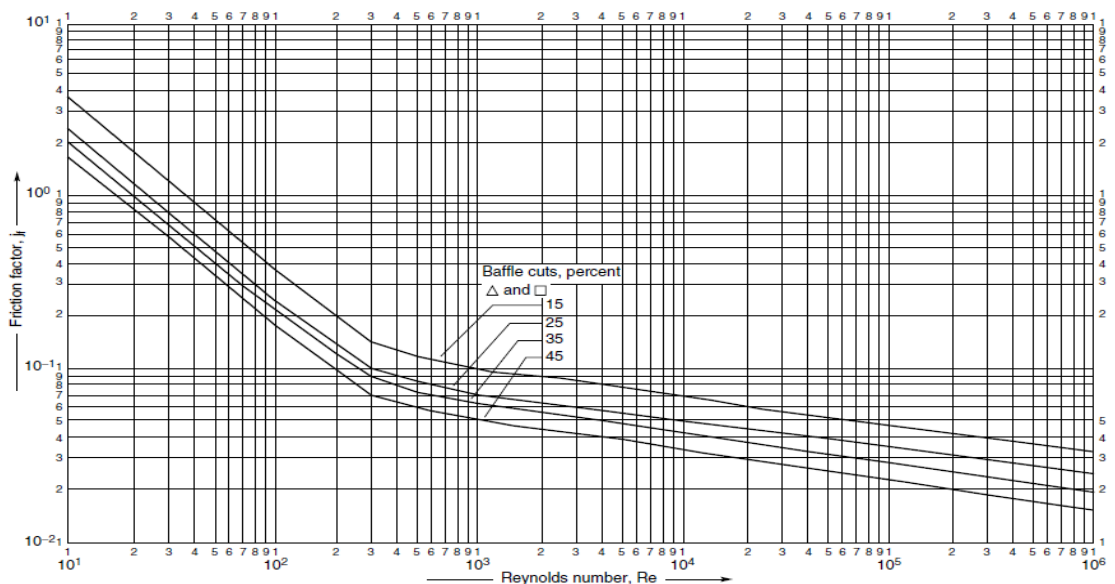


Figura 9.7. Factor de fricción en carcasa en función del Reynolds. [16]

Por último, queda determinar los coeficientes individuales de transferencia de calor, cuyo cálculo varía si hay cambio de fase o si simplemente se produce una transferencia de calor sensible. Para el cálculo de los coeficientes sin cambio de fase se utilizan las ecuaciones que se exponen a continuación.

$$\text{tubos: } Nu_t = C \cdot Re_t^{0.8} \cdot Pr_t^{0.33}; \text{adimensional} \quad \text{E. 9.63 [16]}$$

$$\text{carcasa: } Nu_s = j_h \cdot Re_s \cdot Pr_s^{0.33}; \text{adimensional} \quad \text{E. 9.64 [16]}$$

$$Nu_t = \frac{h_i \cdot d_i}{k_{ft}}; Pr_t = \frac{cp_t \cdot \mu_t}{k_{ft}}; \text{adimensional} \quad \text{E. 9.65 [16]}$$

$$Nu_s = \frac{h_o \cdot d_e}{k_{fs}}; Pr_t = \frac{cp_s \cdot \mu_s}{k_{fs}}; \text{adimensional} \quad \text{E. 9.66 [16]}$$

Donde:

- Nu_t : Nusselt del fluido en tubos, adimensional.
- C : Constante de corrección, adimensional.
- Re_t : Reynolds del fluido por tubos, adimensional.
- Pr_t : Prandtl del fluido en tubos, adimensional.
- Nu_s : Nusselt del fluido en carcasa, adimensional.
- j_h : Factor de transferencia de calor en carcasa, adimensional.
- Re_s : Reynolds del fluido por carcasa, adimensional.
- Pr_s : Prandtl del fluido en carcasa, adimensional.
- h_i : Coeficiente de transferencia de calor referida al área interna de los tubos, $W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$.
- d_i : Diámetro interno de un tubo, m.
- k_{ft} : Conductividad térmica del fluido por tubos, $W \cdot m^{-1} \cdot K^{-1}$.
- cp_t : Calor específico del fluido por tubos, $J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$.
- μ_t : Viscosidad del fluido por tubos, $Pa \cdot s$.
- h_o : Coeficiente de transferencia de calor referida al área externa de los tubos, $W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$.

- d_e : Diámetro equivalente de la carcasa, m.
- k_{fs} : Conductividad térmica del fluido por carcasa, $W \cdot m^{-1} \cdot K^{-1}$.
- cp_s : Calor específico del fluido por carcasa, $J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$.
- μ_s : Viscosidad del fluido por carcasa, Pa·s.

El valor de C vale 0,021 para fluidos mayormente gaseosos y el factor de transferencia de calor en carcasa se calcula con la figura siguiente. El porcentaje de corte de los baffles será del 25%. [16]

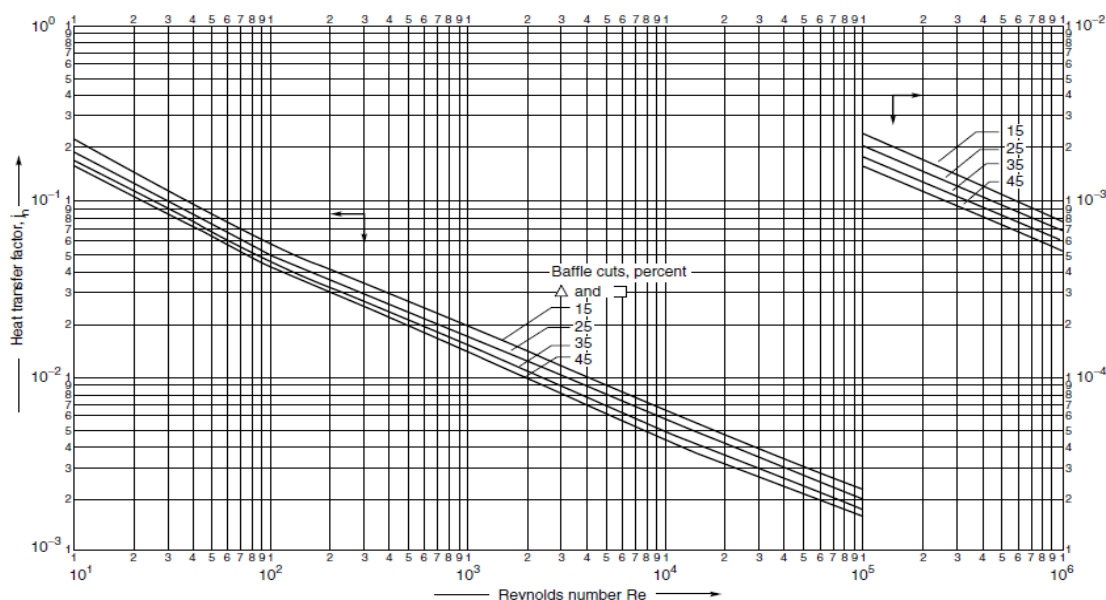


Figura 9.8. Factor de transmisión de calor en carcasa en función del Reynolds. [16]

El único intercambiador de calor en el que no se produce un cambio de fase es el E-103, en el resto hay condensación siempre. Existen por tanto correlaciones para determinar los coeficientes de transmisión de calor con cambio de fase que deberían usarse en este caso.

Sin embargo, hay que recordar que se están aproximando las propiedades del tar y del gas de pirólisis a una composición simplificada sacada de bibliografía, con un simulador que también tiene cierto error al tratar con compuestos tan diversos. Además la mayor parte del flujo de proceso en los

intercambiadores está compuestos por gas de pirólisis que básicamente hace que las propiedades globales del fluido sean las de este, independientemente de que haya condensación o no.

Por tanto, no tiene demasiado sentido entrar en cálculos detallados de la transferencia de calor con cambio de fase cuando pueden tenerse valores razonablemente acertados empleando propiedades medias.

Tomada esta decisión, solo queda plantear la ecuación de cálculo del coeficiente global de transmisión de calor referido al área externa.

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{od}} + \frac{d_o \cdot \ln\left(\frac{d_o}{d_i}\right)}{2 \cdot k_w} + \frac{d_o}{d_i \cdot h_{id}} + \frac{d_o}{d_i \cdot h_i}; W^{-1} \cdot m^2 \cdot K \quad E. 9.67 [16]$$

Donde:

- U_o : Coeficiente global de transmisión de calor referida al área externa, $W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$.
- h_o : Coeficiente de transferencia de calor referida al área externa de los tubos, $W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$.
- h_{od} : Coeficiente de ensuciamiento externo, $W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$.
- d_o : Diámetro externo de los tubos, m.
- d_i : Diámetro interno de los tubos, m.
- k_w : Conductividad térmica de los tubos, $W \cdot m^{-1} \cdot K^{-1}$.
- h_{id} : Coeficiente de ensuciamiento interno, $W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$.
- h_i : Coeficiente de transferencia de calor referida al área interna de los tubos, $W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$.

Esta ecuación es la base de la iteración para el dimensionamiento de los intercambiadores de carcasa y tubos, se parte de un coeficiente global supuesto y se itera progresivamente hasta la convergencia.

9.4.2.- Metodología de cálculo para quench

En los intercambiadores de calor de contacto directo tipo quench los vapores a enfriar se ponen en contacto directamente con su propio condensado, realizando un rápido intercambio de calor.

No existe un procedimiento general para el diseño de este tipo de quipos y la mayoría de las aplicaciones incluyen la transferencia simultánea de materia y energía. En general, cuando el acercamiento al equilibrio térmico es rápido, como ocurre en la mayoría de los usos, las dimensiones del recipiente de proceso para tal fin no son críticas y estas pueden establecerse en base a experiencia en procesos similares. [16]

9.4.3.- Diseño mecánico

El diseño mecánico de los intercambiadores de calor se define de acuerdo al código *ASME Boiler and Pressure Vessel Code VIII Division 1; Rules for Construction of Pressure Vessels*. Estas unidades de proceso se consideran equipos a presión y están conformadas por carcasa y cabezales (que se diseñaran de acuerdo a la misma presión y temperatura de diseño). Los tubos de los intercambiadores de carcasa-tubos no son diseñados ya que estos vienen definidos por la normativa TEMA, aunque si se especificará su material. [18]

La presión de diseño se determinará como la máxima presión de operación (manométrica) incrementada un 10% y la temperatura de diseño se escoge de la misma forma.

Las fórmulas para el cálculo de los espesores del material de estos componentes se exponen a continuación de acuerdo al código de diseño. Para cada equipo se considera que los cabezales son tori esféricos (con radio de nudillo como 6% del de corona) y la carcasa cilíndrica (con uniones longitudinales).

$$\text{Carcasa: } t = \frac{P_D \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P_D}; m \quad \text{E. 9.68 [15]}$$

$$\text{Cabezal: } t = \frac{0,885 \cdot P_D \cdot L}{S \cdot E - 0,1 \cdot P_D}; m \quad \text{E. 9.69 [15]}$$

Donde:

- t: Espesor mínimo de material para resistir la presión de diseño, m.
- P_D : Presión de diseño, Pa.

- R: Radio interno del recipiente, m.
- S: Máximo esfuerzo permisible a la temperatura de trabajo, Pa.
- L: Radio de la corona del cabezal, m.
- E: Eficacia de soldadura, adimensional.

Para los cabezales toriesféricos es común tomar el radio de la corona igual al diámetro interno del recipiente y la eficacia de soldadura puede asumirse como 0,85 para recipientes “Double-welded butt, spot radiography”. Los materiales, tanto de tubos como de carcasa serán aceros inoxidables como el 16Cr - 12Ni - 2Mo - Ti; SA 240; 316Ti. Los máximos esfuerzos teóricos por temperaturas, aportados en el código de diseño, irán modificados por un factor de seguridad que para temperaturas altas de trabajo toma el valor de 1,5. [15, 16, 17]

$$S = S_{teor} \cdot \frac{1}{f}; Pa \quad E. 9.70$$

Donde:

- S: Máximo esfuerzo permisible a la temperatura de trabajo, Pa.
- S_{teor} : Máximo esfuerzo teórico a la temperatura de trabajo, Pa.
- f: Factor de seguridad, adimensional.

La operación de todos los intercambiadores se considera en todo momento en condiciones de alta corrosión por lo que las tolerancias a esta serán de 4 mm.

$$t_D = t + t_{corr}; m \quad E. 9.71$$

Donde:

- t_D : Espesor de diseño, m.
- t: Espesor sin corrosión calculado por el código de diseño, m.

- t_{corr} : Espesor extra para la corrosión, m.

9.4.4.- Condensador E-101

En este equipo el 25% por cien del caudal másico de tar, que se denomina tar pesado, es condensado por tubos mientras que por carcasa entra agua de refrigeración. Las corrientes asociadas a este condensador serían las siguientes:

Tabla 9.8. Corrientes asociadas al condensador E-101

Corriente	Biomasa seca kg/h	Gases kg/h	Agua de humedad kg/h	Tars kg/h	Char kg/h	Presión kPa	Temperatura K
5	-	q_{G5}	q_{A5}	q_{T5}	-	P_5	T_5
6	-	-	-	q_{T6}	-	P_6	T_6
7	-	q_{G7}	q_{A7}	q_{T7}	-	P_7	T_7

El balance de materia se vuelve inmediato al asumir que sólo el 25% del caudal de tar que entra al equipo es condensado y sale por la corriente 6 mientras que el resto de fluido de proceso permanece en fase gaseosa y sale por la corriente 7.

$$q_{G5} = q_{G7}, q_{A5} = q_{A7}, q_{T7} = 0,75 \cdot q_{T5}; \text{kg/h} \quad \text{E. 9.72}$$

$$q_{T6} = 0,25 \cdot q_{T5}; \text{kg/h} \quad \text{E. 9.73}$$

Donde:

- q_{G5} : Caudal de gases de pirólisis en la corriente 5, kg/h.
- q_{G7} : Caudal de gases de pirólisis en la corriente 7, kg/h.
- q_{A5} : Caudal de agua de humedad en la corriente 5, kg/h.
- q_{A7} : Caudal de agua de humedad en la corriente 7, kg/h.
- q_{T7} : Caudal de tars en la corriente 7, kg/h.

- q_{T5} : Caudal de tars en la corriente 5, kg/h.
- q_{T6} : Caudal de tars en la corriente 6, kg/h.

El fluido de proceso entra al condensador y se enfría hasta 200 °C usando agua de refrigeración que entra a 30 °C y se permite que salga como máximo a 50 °C. El calor que necesita retirarse es por tanto el de condensación del tar pesado y el necesario para enfriar la corriente 5 desde 825 K a 473,15 K.

$$q_{T6} \cdot \Delta H_{cond} + (q_{T5} + q_{G5} + q_{A5}) \cdot cp_5 \cdot (T_1 - T_2) = q_{cw} \cdot cp_{cw} \cdot (t_2 - t_1); kJ/h \quad E. 9.74$$

Donde:

- q_{T6} : Caudal de tars en la corriente 6, kg/h.
- q_{cw} : Caudal de agua de refrigeración, kg/h.
- cp_{cw} : Calor específico del agua de refrigeración, $kJ \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$.
- ΔH_{cond} : Calor de condensación del tar, kJ/kg.
- t_2 : Temperatura de calentamiento del agua, K.
- t_1 : Temperatura de entrada del agua, K.
- q_{G5} : Caudal de gases de pirólisis en la corriente 5, kg/h.
- q_{T5} : Caudal de tars en la corriente 5, kg/h.
- q_{A5} : Caudal de agua de humedad en la corriente 5, kg/h.
- cp_5 : Calor específico medio de la corriente 5, $kJ \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$.
- T_1 : Temperatura de entrada del fluido de proceso, K.
- T_2 : Temperatura de salida del fluido de proceso, K.

La metodología de diseño del condensador se explica en la sección 9.4.1 y 9.4.3 y aquí se explican algunas consideraciones relativas al mismo.

En primer lugar, todas las propiedades de los fluidos son tomadas a presión de entrada y temperatura intermedia entre la entrada y la salida. Con el fluido de proceso se genera una corriente en Aspen HYSYS con la cantidad de tar, agua y gases de cada corriente, en este caso, dada la gran diferencia



de flujo másico de gas de pirólisis y el resto de los componentes, no tiene sentido ajustar sus propiedades con la condensación del tar pesado (muy bajo caudal).

Como ha sido ya indicado, el cálculo de la transmisión de calor se hace ignorando el cambio de fase (por el bajo caudal de condensado) y los coeficientes de ensuciamiento se toman como los de agua de mar (muy sucia) para tubos y como los típicos para el agua de refrigeración en carcasa. [16]

En cuanto a su diseño, para poder separar la corriente gaseosa del condensado, se decide que la carcasa tendrá una longitud extra después de acabar los tubos a modo de separador flash, obviamente esta parte no estará en contacto con el fluido de carcasa del intercambiador. Los tubos verterán a esta sección, por eso es necesario que el equipo solo tenga un paso por tubo.

Se permite como máximo una caída de presión de 0,1 bar tanto en carcasa como en tubos, independientemente de la calculada.

9.4.5.- Quench E-102

En este equipo la corriente 7, a 140 kPa y 200 °C, se pone en contacto con tar medio y agua condensados (provenientes de la propia corriente de entrada) a 20 °C alcanzando el equilibrio térmico rápidamente a 70 °C. El 80% del tar de entrada condensa mientras que toda el agua hace lo mismo saliendo junto con el tar de recirculación por la corriente 8. Se muestran en la tabla siguiente las corrientes asociadas a la operación.

Tabla 9.9. Corrientes asociadas al quench E-102

Corriente	Biomasa seca kg/h	Gases kg/h	Agua de humedad kg/h	Tars kg/h	Char kg/h	Presión kPa	Temperatura K
7	-	q _{G7}	q _{A7}	q _{T7}	-	P ₇	T ₇
8	-	-	q _{A8}	q _{T8}	-	P ₈	T ₈
9	-	-	q _{A9}	q _{T9}	-	P ₉	T ₉
12	-	-	q _{A12}	q _{T12}	-	P ₁₂	T ₁₂
13	-	q _{G13}	-	q _{T13}	-	P ₁₃	T ₁₃

El balance de materia se plantea a continuación considerando que el 80% del caudal de tar y la totalidad del caudal de agua de la corriente 7 son condensados. Estos se unen en la corriente 8 al propio tar y agua que entran por la corriente 12 para el enfriamiento, y que tienen exactamente la misma relación másica que el tar y agua separados de la corriente de gas.

$$q_{A8} = q_{A7} + q_{A12}, q_{T8} = 0,80 \cdot q_{T7} + q_{T12}; kg/h \quad E. 9.75$$

$$q_{T13} = 0,20 \cdot q_{T7}, q_{G13} = q_{G7}; kg/h \quad E. 9.76$$

$$\frac{q_{T12}}{q_{A12}} = \frac{0,8 \cdot q_{T7}}{q_{A7}} = \frac{q_{T9}}{q_{A9}} \quad E. 9.77$$

$$q_{A9} = q_{A7}, q_{T9} = 0,80 \cdot q_{T7}; kg/h \quad E. 9.78$$

Donde:

- q_{G7} : Caudal de gases de pirólisis en la corriente 7, kg/h.
- q_{G13} : Caudal de gases de pirólisis en la corriente 13, kg/h.
- q_{A7} : Caudal de agua de humedad en la corriente 7, kg/h.
- q_{A8} : Caudal de agua de humedad en la corriente 8, kg/h.
- q_{A9} : Caudal de agua de humedad en la corriente 9, kg/h.
- q_{A12} : Caudal de agua de humedad en la corriente 12, kg/h.
- q_{T8} : Caudal de tars en la corriente 8, kg/h.
- q_{T9} : Caudal de tars en la corriente 9, kg/h.
- q_{T7} : Caudal de tars en la corriente 7, kg/h.
- q_{T12} : Caudal de tar medio de enfriamiento o tar en corriente 12, kg/h.
- q_{T13} : Caudal de tars en la corriente 13, kg/h.

Para conocer el caudal en la corriente 12 basta con usar un balance de energía.

$$(q_{T7} + q_{G7} + q_{A7}) \cdot cp_7 \cdot (T_7 - T_8) + 0,80 \cdot q_{T7} \cdot \Delta H_{cond,T} + q_{A7} \cdot \Delta H_{cond,A} = q_{12} \cdot cp_{12} \cdot (T_8 - T_{12}); kJ/h$$

E. 9.79

Donde:

- q_{G7} : Caudal de gases de pirólisis en la corriente 7, kg/h.
- q_{T7} : Caudal de tars en la corriente 7, kg/h.
- q_{A7} : Caudal de agua de humedad en la corriente 7, kg/h.
- cp_7 : Calor específico medio de la corriente 7, $kJ \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$.
- T_7 : Temperatura de la corriente 7, K.
- T_8 : Temperatura de la corriente 8, K.
- q_{T7} : Caudal de tars en la corriente 7, kg/h.
- $\Delta H_{cond,T}$: Calor de condensación del tar, kJ/kg.
- q_{A7} : Caudal de agua de humedad en la corriente 7, kg/h.
- $\Delta H_{cond,A}$: Calor de condensación del agua, kJ/kg.
- q_{12} : Caudal de la corriente 12, con la misma composición que el condensado, kg/h.
- cp_{12} : Calor específico medio de la corriente 12, $kJ \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$.
- T_{12} : Temperatura de la corriente 12, K.

Los calores específicos de las corrientes se miden a su presión de entrada y a una temperatura media entre la inicial y la final mientras que los calores de condensación se determinan a la presión de entrada y a las condiciones de saturación, todo con Aspen HYSYS simulando las corrientes.

Por último, se define que la relación longitud diámetro (L/D) sea de 3 y se escoge una longitud de carcasa de 3 m por comparación con otros equipos similares (por diseño de equipos con Aspen HYSYS).

9.4.6.- Intercambiador de calor E-103

En este equipo se produce únicamente el enfriamiento de la corriente 11 desde los 70 °C de la salida del quench hasta los 20 °C de entrada al mismo. No es necesario realizar ningún balance de materia

ya que no hay ningún tipo de transferencia de la misma, los flujos másicos de todas las corrientes de la recirculación permanecen constantes. Se muestran a continuación las corrientes asociadas.

Tabla 9.10. Corrientes asociadas al intercambiador E-103

Corriente	Biomasa seca kg/h	Gases kg/h	Agua de humedad kg/h	Tars kg/h	Char kg/h	Presión kPa	Temperatura K
10	-	-	q_{A10}	q_{T10}	-	P_{10}	T_{10}
11	-	-	q_{A11}	q_{T11}	-	P_{11}	T_{11}
12	-	-	q_{A12}	q_{T12}	-	P_{12}	T_{12}

El balance de energía se limita a la transferencia de calor sensible entre el agua refrigerada, que entra a 5 °C y se permite su calentamiento hasta 15 °C, y el fluido de proceso, que se enfría desde 70 °C a 20 °C.

$$(q_{T11} + q_{A11}) \cdot cp_{11} \cdot (T_1 - T_2) = q_{rw} \cdot cp_{rw} \cdot (t_2 - t_1); kJ/h \quad E. 9.80$$

Donde:

- q_{T11} : Caudal de tars en la corriente 11, kg/h.
- q_{rw} : Caudal de agua refrigerada, kg/h.
- cp_{rw} : Calor específico del agua refrigerada $kJ \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$.
- q_{A11} : Caudal de agua de humedad en la corriente 11, kg/h.
- t_2 : Temperatura de calentamiento del agua, K.
- t_1 : Temperatura de entrada del agua, K.
- cp_{11} : Calor específico medio de la corriente 11, $kJ \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$.
- T_1 : Temperatura de entrada del fluido de proceso, K.
- T_2 : Temperatura de salida del fluido de proceso, K.

La metodología de diseño de este equipo se explica en la sección 9.4.1 y 9.4.3. Hay que añadir únicamente que las propiedades medias de las corrientes han sido tomadas a la presión de entrada y una temperatura media entre la inicial y la final, simulando cada una en Aspen HYSYS.

Por otro lado, se debe indicar que el caudal de agua refrigerada es sensiblemente superior al de fluido de proceso, lo que podría indicar que es este último el que debería ir por el lado de carcasa.

Sin embargo, esta elección se hace inviable desde el punto de vista del mantenimiento de la instalación, a medio o largo plazo, el fluido de proceso podría ir ensuciando paulatinamente la carcasa impidiendo considerablemente la transferencia de calor e incluso atacando el propio material de construcción.

Si el fluido de proceso circula por tubos el mantenimiento se facilita, permitiendo una limpieza más eficaz y una corrosión al equipo de menos impacto.

También se debe indicar que, aunque el agua de humedad en la corriente 11 (así como en la 10 y la 12) es de aproximadamente un 25%, el propio tar lleva también en su composición agua, por lo que el porcentaje real se vuelve ligeramente superior, alcanzando casi el 30% en peso. Esto mejora en gran medida las propiedades reológicas del fluido, permitiendo que el enfriamiento se realice hasta los 20 °C sin un aumento elevado de su viscosidad.

Por último, debe definirse la bomba asociada para el transporte del fluido de proceso hasta el propio intercambiador, que no se diseñará de la manera habitual, sino que se utilizará el simulador de procesos Aspen HYSYS para definir sus características básicas. Para ello, se simula la corriente 10 a sus condiciones de entrada a la bomba (70 °C y 120 kPa) con una bomba centrífuga que debe comprimirla hasta 170 kPa (la presión necesaria para entrar al intercambiador con 160 kPa). El material de los internos de este equipo deberá ser resistente a la corrosión.

9.4.7.- Intercambiador de calor E-104

En este condensador de carcasa y tubos la corriente 13 se enfría y se desprende del tar ligero diluido en la misma a través de su condensación con agua refrigerada. Como hasta ahora, la utilidad entra a una presión de 2 bar con una temperatura de 5 °C y se calienta hasta 15 °C enfriando la corriente de proceso desde 70 °C a 20 °C.



Tabla 9.11. Corrientes asociadas al intercambiador E-104

Corriente	Biomasa seca kg/h	Gases kg/h	Agua de humedad kg/h	Tars kg/h	Char kg/h	Presión kPa	Temperatura K
19	-	q_{G19}	-	q_{T19}	-	P_{19}	T_{19}
20	-	-	-	q_{T20}	-	P_{20}	T_{20}
21	-	q_{G21}	-	-	-	P_{21}	T_{21}

Al considerar que se condensa la totalidad del tar transportado en la corriente 13, el balance de materia se vuelve inmediato.

$$q_{T13} = q_{T14}, q_{G13} = q_{G15}; kg/h \quad E. 9.81$$

Donde:

- q_{G13} : Caudal de gases de pirólisis en la corriente 13, kg/h.
- q_{T13} : Caudal de tars en la corriente 13, kg/h.
- q_{T14} : Caudal de tars en la corriente 14, kg/h.
- q_{T15} : Caudal de tars en la corriente 15, kg/h.

Por otro lado, el balance de energía al equipo, necesario para calcular el caudal de agua refrigerada necesario se muestra a continuación.

$$(q_{T13} + q_{G13}) \cdot c_{p13} \cdot (T_1 - T_2) + q_{T13} \cdot \Delta H_{cond,T} = q_{rw} \cdot c_{p_{rw}} \cdot (t_2 - t_1); kJ/h \quad E. 9.82$$

Donde:

- q_{T13} : Caudal de tars en la corriente 13, kg/h.
- q_{G13} : Caudal de gases de pirólisis en la corriente 13, kg/h.
- q_{rw} : Caudal de agua refrigerada, kg/h.

- cp_{rw} : Calor específico del agua refrigerada $\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$.
- t_2 : Temperatura de calentamiento del agua, K.
- t_1 : Temperatura de entrada del agua, K.
- cp_{13} : Calor específico medio de la corriente 13, $\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$.
- T_1 : Temperatura de entrada del fluido de proceso, K.
- T_2 : Temperatura de salida del fluido de proceso, K.
- ΔH_{cond} : Calor de condensación del tar, kJ/kg .

La metodología de diseño de este equipo se explica en la sección 9.4.1 y 9.4.3. Se repite que las propiedades medias de las corrientes han sido tomadas a la presión de entrada y una temperatura media entre la inicial y la final (excepto para el calor latente, que se mide a la temperatura de saturación), simulando cada una en Aspen HYSYS.

Este equipo tiene, aparte de la sección dedicada al intercambio de calor, una parte de la carcasa para la separación entre fases, a modo de recipiente flash.

9.5.- Compresores C-101 y C-102

9.5.1.- Compresor C-101

El diseño del compresor C-101 está fundamentado en su simulación en Aspen HYSYS, se simula la corriente 15 (a 20 °C y 100 kPa) y se crea un compresor centrífugo que eleve su presión hasta 250 kPa.

El simulador, por tanto, ya realiza el balance de energía y toma todas las consideraciones necesarias de diseño del compresor, el cual se especifica en la sección de descripción de equipos.

Su salida, la corriente 16, se divide en tres corrientes distintas sin que haya una caída de presión relevante (de forma similar a la corriente 8).

Es en la división de la corriente 16 donde resulta interesante realizar un balance de materia para determinar el caudal de cada corriente, compuestas todas únicamente por gas de pirólisis.

Por un lado, la corriente 17 transporta todos los gases que lleva la corriente 2 (ya definida con anterioridad). Al mismo tiempo, la corriente 21 tiene un caudal y una composición idénticas a la 22

(ya definida también) quedando únicamente la corriente 19, que representa la generación de gases de pirólisis y que es simplemente la diferencia.

Tabla 9.12. Corrientes asociadas al intercambiador C-101

Corriente	Biomasa seca kg/h	Gases kg/h	Agua de humedad kg/h	Tars kg/h	Char kg/h	Presión kPa	Temperatura K
15	-	q_{G15}	-	-	-	P_{15}	T_{15}
16	-	q_{G16}	-	-	-	P_{16}	T_{16}
17	-	q_{G17}	-	-	-	P_{17}	T_{17}
19	-	q_{G19}	-	-	-	P_{19}	T_{19}
21	-	q_{G21}	-	-	-	P_{21}	T_{21}

El balance de materia es el siguiente:

$$q_{G15} = q_{G16}; kg/h \quad E. 9.83$$

$$q_{G17} = q_{G2}; kg/h \quad E. 9.84$$

$$q_{G21} = q_{G22}; kg/h \quad E. 9.85$$

$$q_{G19} = q_{G16} - q_{G17} - q_{G21}; kg/h \quad E. 9.86$$

Donde:

- q_{G15} : Caudal de gases de pirólisis en la corriente 15, kg/h.
- q_{G16} : Caudal de gases de pirólisis en la corriente 16, kg/h.
- q_{G17} : Caudal de gases de pirólisis en la corriente 17, kg/h.
- q_{G19} : Caudal de gases de pirólisis en la corriente 19, kg/h.
- q_{G21} : Caudal de gases de pirólisis en la corriente 21, kg/h.

Debe tenerse en cuenta que el compresor debe estar preparado para resistir condiciones corrosivas y posibles gotas de líquido a la entrada del mismo.

9.5.2.- Compresor C-102

El diseño de este compresor, del mismo modo que para el primero, se fundamenta en su simulación en Aspen HYSYS. Se simula la corriente 17, ya definida, y se introduce en un compresor que la comprima desde 240 kPa (suponiendo que hay una caída 0,1 bar en la línea) hasta 430 kPa para poder unirse a la corriente 1 a 420 kPa ya como corriente 18.

El simulador, por tanto, ya realiza el balance de energía y toma todas las consideraciones necesarias de diseño del compresor, el cual se especifica en la sección de descripción de equipos.

Debe tenerse en cuenta es que este compresor ha de tener un sistema de refrigeración que enfríe la corriente de entrada antes (para mejorar la eficiencia) y después de la compresión para que la resultante esté a 15 °C (corriente 18) de modo que no incremente la temperatura de la corriente 1 cuando se pongan en contacto y modifiquen todo el balanceo del sistema.

Como el equipo solamente tiene que tratar la corriente 17, con un bajo caudal, es posible permitirse este tipo de unidad, que se comprará como un paquete ya diseñado y construido.

No tiene sentido establecer un balance de materia en el equipo porque no hay ningún cambio químico ni ningún tipo de transferencia de material. Simplemente, todo lo que entra por la corriente 17 se comprime y sale por la corriente 18.

Debe tenerse en cuenta que el compresor debe estar preparado para resistir condiciones corrosivas y posibles gotas de líquido a la entrada del mismo.

9.6.- Horno F-101

Para el diseño de este equipo se volvió a utilizar el simulador de procesos Aspen HYSYS pero utilizando el módulo “Exchanger Design & Rating”. Se simuló la corriente 21 y se introdujo en un “fired heater” por la zona de convección para pasar posteriormente a la de radiación saliendo como corriente 22.

Se simuló una entrada de aire como oxidante y la corriente 19 junto con otra de propano como combustibles. Como gases de combustión saldría la corriente 20.

El diseño así obtenido es estimativo, y su eficiencia está sujeta a muchos grados de libertad y otras consideraciones que un experto en hornos debe tomar. Por tanto, se plantea este diseño a modo de propuesta.

Tanto los balances de materia como los de energía son realizados por el simulador, por lo que no es necesario analizarlos en esta sección. Todos los datos sobre los balances de materia, de energía y el diseño se recogen en la hoja de diseño del horno en la sección 8.

9.7.- Líneas de proceso

El diseño de las líneas de proceso se basa en el cálculo de la caída de presión para una tubería estandarizada y la comprobación del espesor mínimo de diseño.

La caída de presión se calcula para todas las líneas como si el fluido que pasa por ellas fuese incompresible, de modo que se usan sus propiedades en la zona de descarga ya que estas son las condiciones más desfavorables para la caída de presión, cualquier cálculo más riguroso daría unas pérdidas de carga menores.

Para la obtención de las propiedades de cada corriente se utiliza el simulador Aspen HYSYS a las condiciones de salida ignorando la presencia de biomasa o carbón.

$$\Delta P_f = 8 \cdot f \cdot \frac{L}{d_i} \cdot \frac{\rho \cdot u^2}{2}; Pa \quad \text{E. 9.87 [16]}$$

Donde:

- ΔP_f : Caída de presión en la línea, Pa.
- f : Factor de fricción, adimensional.
- L : Longitud equivalente de la línea, m.
- d_i : Diámetro interno de la línea, m.

- ρ : Densidad del fluido de proceso, kg/m^3 .
- u : Velocidad del fluido de proceso en la línea, m/s .

El factor de fricción se calcula de acuerdo al número de Reynolds del fluido en la tubería y la rugosidad relativa de la misma. Si el Reynolds es muy alto el factor de fricción se vuelve independiente de este, como ejemplifica la ecuación 9.91.

$$\epsilon = \frac{e}{d_i}; \text{adimensional} \quad \text{E. 9.88 [16]}$$

$$Re = \frac{\rho \cdot u \cdot d_i}{\mu}; \text{adimensional} \quad \text{E. 9.89 [16]}$$

$$u = \frac{q}{\rho \cdot \pi \cdot \frac{d_i^2}{4}}; \text{m} \quad \text{E. 9.90 [16]}$$

$$\frac{1}{f^{0,5}} = 4 \cdot \log_{10} \left(3,7 \cdot \frac{1}{\epsilon} \right); \text{adimensional} \quad \text{E. 9.91 [19]}$$

Donde:

- ϵ : Rugosidad relativa de la tubería, adimensional.
- e : Rugosidad absoluta de la tubería, m.
- d_i : Diámetro interno de la tubería, m.
- Re : Número de Reynolds, adimensional.
- d_i : Diámetro interno de la línea, m.
- ρ : Densidad del fluido de proceso, kg/m^3 .
- u : Velocidad del fluido de proceso en la línea, m/s .
- μ : Viscosidad del fluido de proceso, $\text{Pa}\cdot\text{s}$.
- q : Caudal másico de fluido de proceso, kg/s .
- f : Factor de fricción, adimensional.

En vez de usar el coeficiente de fricción calculado con la ecuación 9.91 puede usarse la figura 9.9 para mayor precisión.

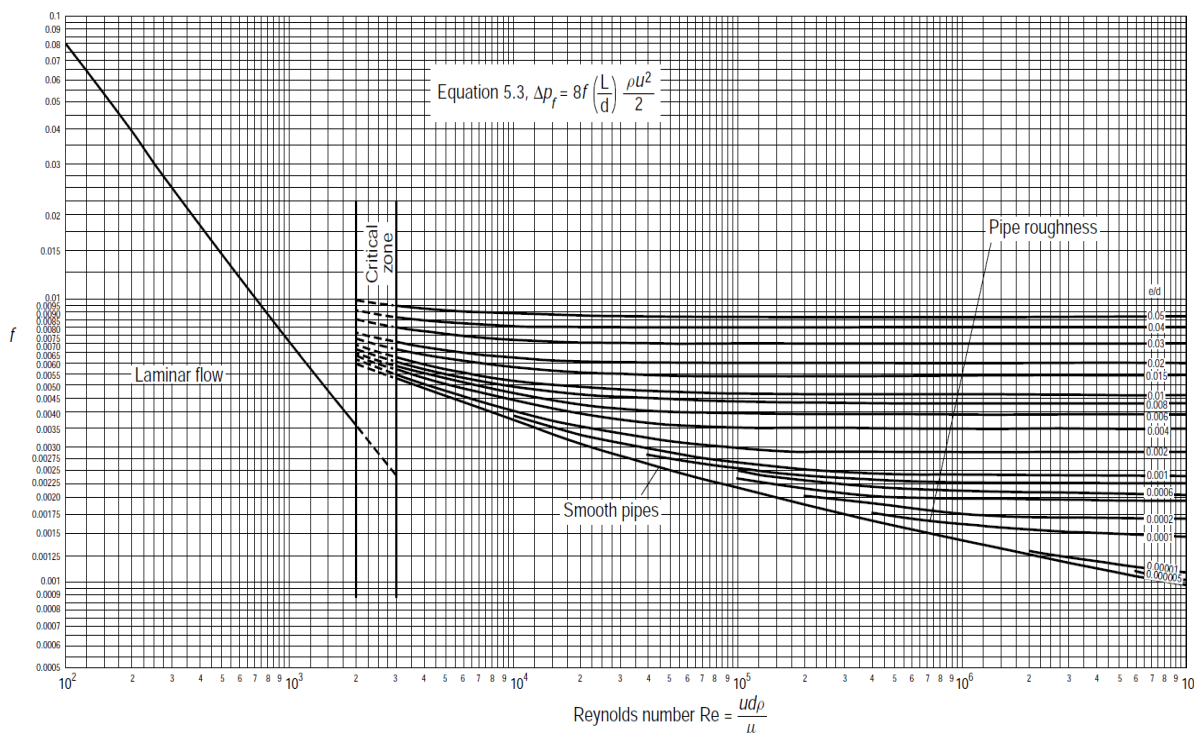


Figura 9.9. Diagrama para el cálculo del factor de fricción. [16]

La rugosidad absoluta de las tuberías será siempre tomada como la de las líneas de acero, con un valor aproximado de 0,046 mm.

Para el diseño mecánico, la presión de diseño se determinará como la máxima presión de operación (manométrica) incrementada un 10% y la temperatura de diseño se escoge de la misma forma.

El código de diseño empleado es el "ASME Code for power piping B.31" ASME B31.1-2007 y el cálculo de los espesores mínimos viene dado por este de la siguiente forma.

$$t = \frac{P_D \cdot d_o}{2 \cdot (S \cdot E + P_D \cdot y)} + A; m \quad \text{E. 9.92 [20]}$$

Donde:

- t: Espesor mínimo de material para resistir la presión de diseño, m.
- P_D : Presión de diseño, Pa.
- d_o : Diámetro externo de tubería, m.
- S: Máximo esfuerzo permisible a la temperatura de diseño, Pa.
- y: Factor de corrección, adimensional.
- E: Eficacia de soldadura, adimensional.
- A: Espesor extra para corrosión, m.

El factor “y” se obtiene del código de diseño como 0,7 para temperaturas de trabajo superiores a 600 °C y 0,4 para temperaturas inferiores. La eficacia de soldadura valdrá 0,85 para “Double-welded butt, spot radiography”. Generalmente la tolerancia a la corrosión será de 4 mm. [20]

Los materiales, tanto de tubos como de carcasa serán aceros inoxidables como el 16Cr - 12Ni - 2Mo - Ti; SA 240; 316Ti o el ASME SA 240; 21Cr - 11Ni - N cuyo máximo esfuerzo teórico se obtiene de la documentación del código de diseño sobre materiales. [17]

Los máximos esfuerzos teóricos por temperaturas, aportados en el código de diseño, irán modificados por un factor de seguridad que para temperaturas altas de trabajo toma el valor de 1,5. [15, 16, 17]

$$S = S_{teor} \cdot \frac{1}{f}; Pa \quad \text{E. 9.93}$$

Donde:

- S: Máximo esfuerzo permisible a la temperatura de trabajo, Pa.
- S_{teor} : Máximo esfuerzo teórico a la temperatura de trabajo, Pa.
- f: Factor de seguridad, adimensional.

10. Instrumentación y control

En primer lugar, debe indicarse que esta sección está desarrollada en un grado de profundidad referido al nivel de la ingeniería conceptual-básica. Únicamente se describe la instrumentación y el control relativos al sistema de control básico de la planta piloto excluyendo lo relativo a cualquier otra capa de seguridad (como SIS, enclavamientos, alarmas o válvulas de seguridad).

10.1.- Consideraciones generales

10.1.1.- Válvulas de control

No se especifican las válvulas de control en este nivel de ingeniería, únicamente se puede indicar que serán de tamaño adecuado para cada línea, con un trim y cuerpo resistentes a las condiciones de corrosión.

Todas las válvulas de control tendrán bypass con doble bloqueo y drenaje/venteo para una conexión y desconexión al proceso limpia y segura.

10.1.2.- Transmisores

En el diagrama de instrumentación y tuberías se han representado varios transmisores de caudal, presión y temperatura. Estos, porque de otra forma no podrían funcionar, llevan incorporados el sensor de la variable de proceso medida y también tienen un display local para que el operador de planta pueda ver el valor de la variable in situ.

No se especifica el principio de medida ni el tipo de sensor, las señales serán eléctricas de 4-20 mA con protocolo HART y toda la instrumentación tendrá todos los accesorios y fittings requeridos para la correcta instalación en planta.

10.1.3.- Controladores, PLC industrial

Los controladores y funciones lógicas representados en el P&ID del proceso estarán integrados en un PLC industrial conectado a pantallas que centralizarán todas las variables del proceso en una sala de control.

No se define la sintonización de los controladores aunque en esta fase del diseño se considerarán todos de tipo feedback.

10.1.4- Equipos paquete

Los equipos comprados como paquetes, como los compresores o el filtro de gases calientes, tendrán su propio sistema de control interno de manera que se ajusten adecuadamente a la evolución del proceso. El filtro detectará cuando está tan tupido que se supera la caída de presión establecida en el diseño y los compresores (cuando sea necesario) ajustarán su funcionamiento para dar la presión y temperatura de salida establecidas por la operación.

10.1.5.- Código de símbolos

Toda la instrumentación representada en el plano de tuberías e instrumentación está en sintonía con el código ANSI/ISA-5.1-2009. En la parte de estrategias de control se puede describir algún instrumento en particular pero con la norma usada queda definida la instrumentación en la profundidad deseada. [21]

10.2.- Estrategias de control

10.2.1.- Control de la presión de alimentación a R-101

Para garantizar la penetración adecuada de la alimentación en la parte baja del reactor se utiliza el lazo 001, un lazo en cascada formado por dos lazos feedback simples.

El controlador maestro (PIC-001) recibe una señal de presión del PIT-001 (situado en la parte baja del reactor), calcula el error frente a su set point (definido por el proceso) y calcula el flujo gas que comprime C-102 (comprimiendo la alimentación) definiendo este como set point del controlador FIC-

001, que recibe señal de ese flujo a través de FIT-001 y regula la carrera de la válvula FV-001 para ajustarlo.

En este lazo de control, como ya se indica al principio, la variable controlada es la presión con la que la alimentación entra en el reactor y la variable manipulada la carrera de la válvula FV-001 o el flujo de gas que va al compresor C-102.

10.2.2.- Control de la temperatura de operación en R-101.

Para garantizar que la temperatura de la pirólisis rápida está próxima a los 825 K necesarios para la conversión óptima se utiliza el lazo 002, otro lazo en cascada formado por dos lazos feedback.

El controlador maestro (TIC-002) recibe una señal de temperatura de TIC-002, calcula el error frente a su set point y envía una señal al controlador secundario (FIC-002) que establece el flujo de gas de recirculación que entra al horno F-101 (y que fluidiza y aporta energía a la pirólisis) en función de la señal de flujo que le envía FT-002 manipulando la carrera de la válvula de control FV-002.

La variable controlada aquí es la temperatura de la corriente de salida del reactor mientras que la manipulada es la carrera de la FV-002 o el flujo de la recirculación para la fluidización y calentamiento de la pirólisis.

En esta estrategia se coloca el sensor de temperatura a la salida del reactor ya que se asume que esta está uniforme en toda la geometría de la unidad. Por otro lado, se coloca la FV-002 antes del horno para evitar tener una temperatura de diseño muy elevada en la válvula y poder comprar una más barata.

10.2.3.- Control de la presión de operación en R-101.

El control de la presión en el reactor de pirólisis se consigue con el lazo 003, un feedback simple.

El controlador PIC-003 recibe la señal de presión a la salida del reactor por parte de PIT-003, calcula el error de acuerdo a su set point y modifica la apertura de la válvula de control FV-003.

La variable controlada es la presión de salida del reactor y la manipulada la carrera de la válvula FV-003 o bien el caudal de gas a la salida del separador S-101.



En esta estrategia de control se asume que la presión en el reactor permanece aproximadamente constante también en todo su volumen, principalmente debido a la generación de gases, y por tanto basta con colocar un único transmisor de presión a la salida del mismo.

La válvula FV-003 no se coloca en la misma línea que el transmisor de presión sino después del separador S-101, para evitar que regule un fluido con partículas suspensas y mejorar la vida útil de la válvula (y bajar su precio de compra).

10.2.4.- Control de la temperatura de salida del fluido de proceso en E-101

Para regular la temperatura de la corriente de gases a los que ya se les ha retirado el tar pesado se utiliza el lazo 004, otro lazo en cascada formado por dos lazos feedback.

El controlador maestro TIC-004 recibe la señal de TIT-004, la compara con su error y calcula el flujo de agua de refrigeración que debería entrar en E-101, enviando un set point al controlador secundario FIC-004 que regula este caudal en función de la señal de caudal de FIT-004, calculando el error con su set point y manipulando la carrera de la válvula de control FV-004.

La variable controlada es la temperatura de los gases a la salida de E-101 y la variable manipulada es la carrera de la válvula FV-004 o el caudal de agua de refrigeración que entra al intercambiador de calor.

10.2.5.- Control de la temperatura de salida del fluido de proceso en E-102

El lazo 005 se utiliza para regular la temperatura de salida de los gases en el quench E-102. Se trata de un lazo en cascada con el maestro funcionando como feedback simple y el secundario en rango dividido, manipulando dos válvulas.

El transmisor de temperatura TIT-005 envía la señal de medida a el controlador maestro TIC-005, que calcula el error con su set point y envía una señal al controlador secundario FIC-005 con (FY-005 como cálculo auxiliar) indicando la relación que debería existir entre el flujo de condensado retirado del sistema y el recirculado en el quench. Este controlador recibe esta señal como set point y calcula el error con la señal de la relación entre los caudales que proporciona FY-005 (en el PLC formarían parte

del mismo módulo) a partir de las señales de FIT-005A y FIT-005B. Luego, con un control en rango dividido, abre o cierra las válvulas de control FV-005A o FV-005B.

La variable controlada es la temperatura de salida del fluido de proceso de E-102 mientras que la variable manipulada es la relación de recirculación del condensado de la unidad.

10.2.6.- Control de temperatura de condensado de E-102 en E-103

El enfriamiento del condensado del quench se realiza con el lazo 006, que consiste en otro lazo en cascada formado por dos lazos feedback.

El transmisor TIT-006 mide la temperatura del condensado a su entrada en el quench y envía la señal al controlador maestro TIC-006, que calcula el error de acuerdo a su set point y envía al controlador secundario (FIC-006) el caudal de agua refrigerada que debe entrar en E-103 para tener la temperatura deseada. Este, calcula el error de acuerdo con la señal que recibe del caudal de agua por FIT-006 y manipula la carrera de la válvula FV-006.

La variable controlada en esta estrategia de control es la temperatura del condensado de entrada a el quench y la manipulada el caudal de agua de refrigeración en E-103 o la carrera de la válvula FV-006.

10.2.7.- Control de temperatura de salida de fluido de proceso en E-104

La temperatura a la que se consigue la condensación total del tar se controla usando el lazo 007, como todos los controles de temperatura hasta ahora expuestos es otro de tipo cascada, con dos lazos feedback simples.

El TIT-007 mide la temperatura a la salida del intercambiador E-104 y envía la señal al controlador maestro TIC-007 que calcula el error y envía un set point de caudal de agua refrigerada en E-104 al controlador secundario FIC-007, que calcula un error con la señal de caudal de FIT-007 y manipula la apertura de la válvula FV-007.

La variable controlada es la temperatura de salida de los gases limpios de tar en E-104 y la variable manipulada es la apertura de la válvula FV-007 o el caudal de agua refrigerada a E-104.

10.2.8.- Control de quema de gases de pirólisis en F-101

Para asegurar que las dos recirculaciones del proceso tienen suficiente gas de pirólisis disponible, es decir, que se satisfagan las necesidades de presión de entrada de la alimentación y energéticas en el reactor, se utiliza el lazo de control 008, un feedback convencional.

Este lazo recibe su set point no desde la propia ingeniería de procesos o desde un controlador maestro, sino que recibe información sobre los set point de caudal de gas en las recirculaciones y establece el suyo en función de esos valores.

El controlador FIC-008 (con FY-008 asociado), recibe una señal del flujo a través de FIT-008, calcula el error de acuerdo a su set point y modifica la apertura de la válvula FV-008.

La variable controlada es el flujo de gas de pirólisis que sale del sistema y la manipulada la apertura de la válvula FV-008.

10.2.9.- Control de temperatura de salida de fluido de proceso en F-101

La temperatura de la recirculación de gases de pirólisis para calentar y fluidizar se controla con el lazo 009, otro lazo en cascada de dos lazos feedback simples.

El controlador maestro recibe la señal de temperatura de TIC-009 y la contrasta con su set point para enviar un caudal necesario de propano al horno como segundo set point al controlador secundario, el cual recibe una señal de este caudal a través de FIT-009 y actúa sobre la válvula FV-009 en consecuencia.

La variable controlada es la temperatura a la salida del horno y la manipulada es el caudal de propano de combustible al mismo o la carrera de la válvula FV-009.

10.2.10.- Control de la relación aire/fuel en F-101

Para mantener constante el aire en exceso para la combustión eficaz en el horno F-101 se utiliza el lazo de control 010, un feedback simple.

Los transmisores de caudal FIT-010B y FIT-010C envían cada uno una señal del caudal de combustible que lleva cada una de sus respectivas corrientes (gas de pirólisis o propano) al controlador FIC-010 (a través de FY-010, asociado al controlador y que pondera las señales para calcular el aire que se necesita para consumir el combustible). Este controlador, recibe también una señal de FIT-010A (representativa del caudal de aire al horno) y calcula el error actuando en consecuencia sobre la válvula FV-010.

La variable controlada es el ratio aire/combustible de alimentación a F-101 y la variable manipulada es el caudal de aire al mismo o la apertura de la válvula FV-010.

10.2.11.- Monitorización

A lo largo de las líneas de proceso existen varios indicadores de presión cuya función es que el operador de planta pueda echarles un vistazo de vez en cuando comprobando que la presión se mantiene estable y dentro de los valores estimados para el diseño del proceso. Estos son los indicadores de presión 11 a 16.

Por otra parte, también hay un indicador de presión, junto a otro de temperatura, en la salida de los gases de combustión del horno cuya función es servir de guía al operador para comprobar que la combustión en el equipo se hace correctamente.

11. Bibliografía

- [1]: Montoya Arbeláez, Jorge Iván. Pirólisis Rápida de Biomasa. 1º edición. Medellín: Ecopetrol, 2014. ISBN: 978-958-761-774-0
- [2]: Watch: How Europe is greener than 100 years ago. The Washington Post, 2014 [consulta 03/11/2016]. En: <https://www.washingtonpost.com/news/worldviews/wp/2014/12/04/watch-how-europe-is-greener-now-than-100-years-ago/>
- [3]: Saez, J; Schell, D; Tholudur, A; Farmer, J; Hamilton, J; Colucci, J; McMillan, J. Carbon mass balance evaluation of cellulase production on soluble and insoluble substrates. Biotechnology Progress. 2002
- [4]: Di Blasi, Colomba. "Modeling chemical and physical processes of wood and biomass pyrolysis". Progress in Energy and Combustion Science 34. 2008
- [5]: Jahirul, Mohammad; Rasul, Mohammad; Chowdhury, Ahmed; Ashwath, Nanjappa. Biofuels Production through Biomass Pyrolysis-A Technological Review. Energies 5, 4952-5001. 2012
- [6]: Lédé, J. Biomass Fast Pyrolysis Reactors: A Review of a Few Scientific Challenges and of Related Recommended Research Topics. Oil & Gas Science and Technology - Rev. IFP Energies Nouvelles vol. 68. 2013
- [7]: Ringer, M; Putche V; Scahill, J. Large-Scale Pyrolysis Oil Production: A Technology Assessment and Economic Analysis. National Renewable Energy Laboratory, NREL/TP-510-37779 November 2006
- [8]: Thurner, Franz; Mann, Uzl. Kinetic Investigation of Wood Pyrolysis. American Chemical Society, 0196-4035/81/1120. 1981
- [9]: Wright, M; Daugaard D; Hsu, D. Techno-Economic Analysis of Biomass Fast Pyrolysis to Transportation Fuels. National Renewable Energy Laboratory, NREL/TP-6A20-46586 November 2010
- [10]: Baldwin, Robert; Feik, Calvin. Bio-oil Stabilization and Upgrading by Hot Gas Filtration. Energy & fuels, National Renewable Energy Laboratory (NREL), 2013.
- [11]: Sutherland, Ken. Filters and Filtration Handbook. 5º edición. Oxford: Butterworth Heinemann, 2008. ISBN: 978-1-8561-7464-0

- [12]: Jones, S; Tan, E.; Jacobson, J. Process Design and Economics for the Conversion of Lignocellulosic Biomass to Hydrocarbon Fuels. Pacific Northwest National Laboratory, PNNL-23053; National Renewable Energy Laboratory, NREL/TP-5100-6178 November. 2013
- [13]: Backhurst, J R; Harker, J H. Chemical Engineering: Fluid Flow, Heat Transfer and Mass Transfer. 6º edición. Oxford: Butterworth Heinemann, 1999. ISBN: 0 7506 4444 3
- [14]: Levenspiel, Octave. Chemical Reaction Engineering. 3º edición. Nueva York: John Wiley and Sons, 1999. ISBN: 0-471-25424-X
- [15]: ASME Boiler and Pressure Vessel Code VIII Division 1; Rules for Construction of Pressure Vessels, 2010
- [16]: Sinnott, R K. Coulson and Richardson's Chemical Engineering: Chemical Engineering Design. 4º edición. Amsterdam: Butterworth Heinemann, 2005. ISBN: 0 7506 6538 6
- [17]: ASME Boiler and Pressure Vessel Code II Part D Properties (Metric); Materials, 2010
- [18]: Standards of the Tubular Exchanger Manufacturers Association, 9º edición, TEMA.
- [19]: Crawl, D A; Louvar, J F. Chemical Process Safety, fundamentals with applications. 3º edición. Boston: Prentice Hall, 2011. ISBN: 978 0 13 138226 8
- [20]: ASME Code for power piping B.31" ASME B31.1-2007
- [21]: ANSI/ISA-5.1-2009

DESCRIPCIÓN:

DOCUMENTO II: PRESUPUESTO PRELIMINAR

Elaborado por:

Saúl Domínguez Negreira

Empresa / Organismo:

Universidade de Santiago de Compostela,
Máster en Enxeñaría Química e Bioprocesos

Instalación:

Escola Técnica Superior de Enxeñaría

Localización:

Rúa Lope Gómez de Marzoa s/n, Santiago de
Compostela, Código Postal 15782, A Coruña

Revisión:	Fecha:	Descripción de la revisión:
0	18.01.2017	Edición inicial, borrador
1	27.01.2017	Edición final

ÍNDICE

1. Consideraciones generales	3
2. Metodología de estimación	4
2.1.- Costes individuales de equipos	4
2.2.- Coste físico de la planta	9
2.3.- Coste de capital físico e inversión total	10
3. Resultados	12
3.1.- Costes individuales de equipos	12
3.2.- Desglose de costes asociados	14
4. Bibliografía	15
5. Presupuesto preliminar	16

1. Consideraciones generales

El objetivo del presente documento es la elaboración de un presupuesto de carácter preliminar, en ningún caso definitivo, con una precisión del $\pm 30\%$. No puede exigirse una exactitud mayor al proyecto dado el bajo nivel de detalle del diseño, correspondiente con la ingeniería conceptual y parte de la básica de un proyecto.

2. Metodología de estimación

2.1.- Costes individuales de equipos

El cálculo del coste de los principales equipos del proceso individualizados se calcula de acuerdo a diferentes métodos.

La mayor parte de los equipos del proceso son bien intercambiadores de calor de carcasa y tubos o recipientes de proceso a presión (verticales) para los cuales la bibliografía proporciona gráficas de coste escalado en función de su capacidad permitiendo ajustar según su presión de operación, el material de construcción y algún otro parámetro característico. [1]

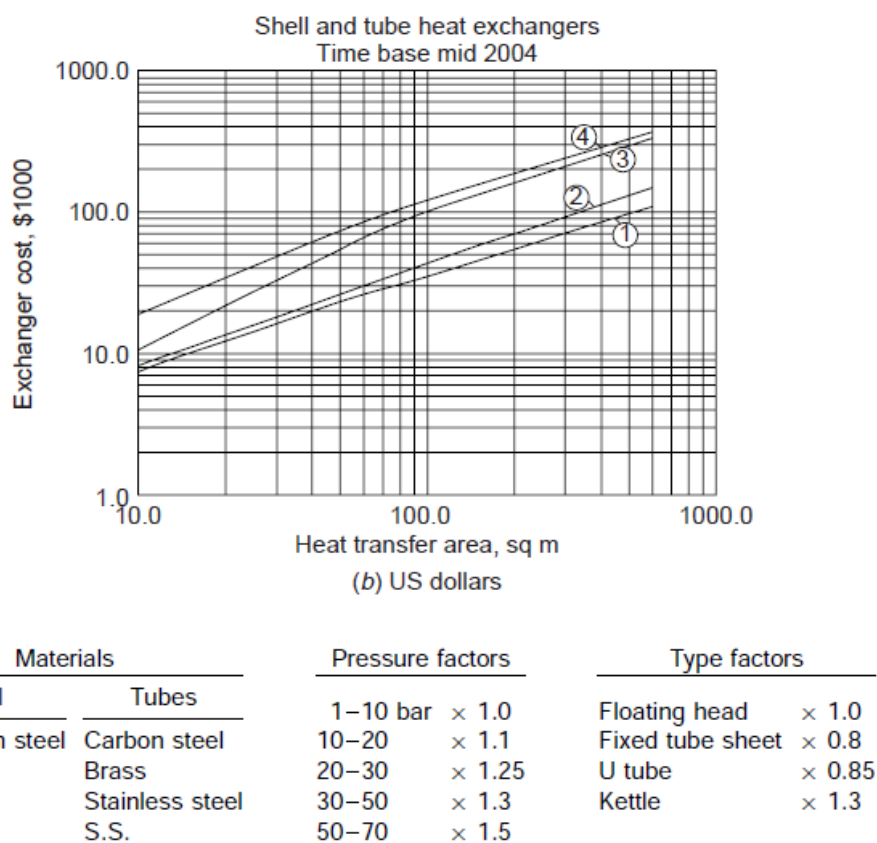
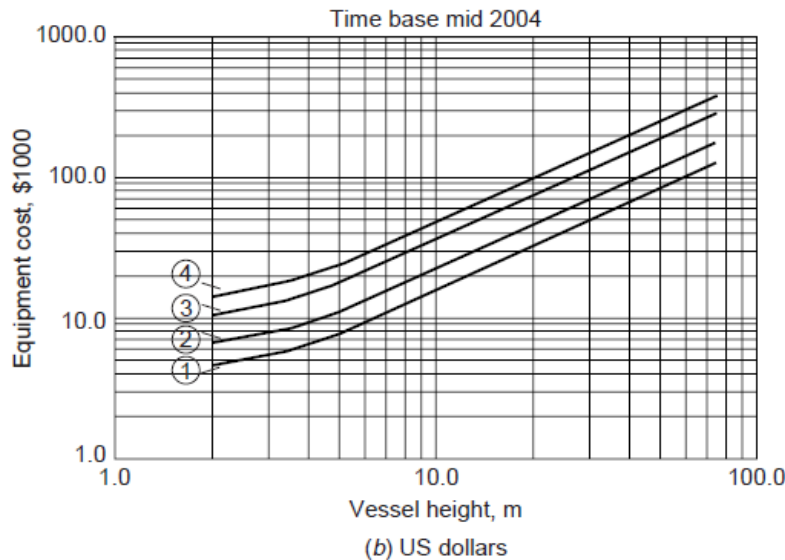


Figura 2.1. Coste escalado para intercambiadores de calor de carcasa y tubos, año 2004. [1]



Diameter, m		Material factors		Pressure factors	
①—0.5	③—2.0	C.S.	× 1.0	1–5 bar	× 1.0
②—1.0	④—3.0	S.S.	× 2.0	5–10	× 1.1
		Monel	× 3.4	10–20	× 1.2
		S.S. clad	× 1.5	20–30	× 1.4
		Monel clad	× 2.1	30–40	× 1.6
				40–50	× 1.8
				50–60	× 2.2

Temperature up to 300°C

Figura 2.2. Coste escalado para recipientes verticales a presión, año 2004. [1]

El coste escalado a partir de las figuras anteriores se obtiene a través de la ecuación que se presenta a continuación.

$$C_2 = C_1 \cdot \prod f_i; \$$$

E. 2.1 [1]

Donde:

- C_2 : Precio del equipo ajustado en un año de referencia, \$.

- C_1 : Precio obtenido de las figuras, \$.
- f_i : Factor de corrección i para cada tipo de equipo, adimensional.

Todos los intercambiadores de calor E-101, E-103 y E-104 se pueden aproximar a intercambiadores de calor de carcasa y tubos con cabezal flotante (aunque dos de ellos tengan una zona de separación flash extra que haga que se diferencien un poco de los convencionales).

Por otro lado, el intercambiador de contacto directo E-102 y el reactor de pirólisis R-101 deben ser aproximados a recipientes de proceso a presión verticales. En este caso, la figura 2.2 indica que la máxima temperatura a la que se puede establecer correctamente el precio de estos equipos es de 300 °C por lo que en el caso de los que operen a mayor temperatura se elevará el factor de corrección de presión.

Para el resto de equipos de proceso (compresores, bomba, separador y horno) debe utilizarse el método de ajuste exponencial a partir del precio y tamaño de un equipo base ya conocido. Desafortunadamente, no ha podido encontrarse en la bibliografía un método fiable y unificado que englobe los parámetros de cálculo de todos los equipos de proceso restantes, por lo que deberán utilizarse dos distintos, los ejemplificados en los manuales de diseño Sinnott y Perry (más detalle en la bibliografía de este documento). [1,2]

Las ecuaciones de escalado del coste de equipos se muestran a continuación.

$$\text{Perry: } C_2 = C_1 \cdot \left(\frac{Q_2}{Q_1}\right)^n ; \$ \quad \text{E. 2.2 [2]}$$

$$\text{Sinnott: } C_2 = c \cdot S^m ; \$ \quad \text{E. 2.3 [1]}$$

Donde:

- C_2 : Precio del equipo ajustado en un año de referencia, \$.
- C_1 : Precio del estándar en un año de referencia, \$.

- Q_2 : Tamaño característico del equipo cuyo precio se desea ajustar, las unidades pueden variar.
- Q_1 : Tamaño característico del equipo estándar, las unidades pueden variar.
- n : Exponente para el ajuste, adimensional.
- c : Constante de coste, \$.
- S : Tamaño característico del equipo cuyo precio se desea ajustar, las unidades pueden variar.
- m : Exponente para el ajuste, adimensional.

Los precios calculados con las ecuaciones anteriores deberán ir corregidos por un factor de material, ya que los equipos de referencia de la bibliografía están basados en el acero al carbono.

$$C_3 = C_2 \cdot f_m; \$ \quad \text{E. 2.4 [1]}$$

Donde:

- C_3 : Precio del equipo e proceso ajustado por el material en el año de referencia, \$.
- f_m : Factor de ajuste para pasar de acero al carbono al material del equipo, adimensional.
- C_2 : Precio del equipo ajustado en un año de referencia, \$.

Se presentan a continuación las tablas de precios escalados para los métodos relativos a las ecuaciones 2.2 y 2.3 con los datos para los equipos del proceso.

Tabla 2.1. Tabla para ajuste de precios de equipos en acero al carbono, Perry. Índice CEPCI 371. [2]

Equipo base	Tamaño estándar	Unidades	Coste (\$)	Rango de tamaños aplicable	Exponente
Bomba centrífuga	7,5	kW	1600	0,37 - 30	0,30
Bomba centrífuga	74,6	kW	4400	30 - 300	0,67
Multiciclón	4,7	m ³ /s	7000	0,47 - 70,8	0,66

Tabla 2.2. Tabla para ajuste de precios de equipos, en acero al carbono, Sinnot. Índice CEPCI 444. [1]

Equipo	Unidades	Rango de tamaños	Constante de coste (\$)	Exponente
Compresor centrífugo	kW	20 - 500	1920	0,80
Horno	kW	1000 - 10000	540	0,77

Se muestran ahora los coeficientes de corrección por material.

Tabla 2.3. Factores de corrección por material para los equipos con precio escalado. [2]

Material	Bombas y compresores	Otros equipos
Acero al carbono	1,00	1,00
Acero inoxidable 410	1,43	2,00
Acero inoxidable 304	1,70	2,80
Acero inoxidable 316	1,80	2,90
Acero inoxidable 310	2,00	3,33

Puesto que se trata de cálculos estimativos, puede cogerse como material para todos los equipos el acero inoxidable 316, aunque este no sea el utilizado en todos.

A continuación, una vez obtenidos los precios de todos los equipos escalados y corregidos por el material, se debe tener en cuenta que estos están dados para un año de referencia determinado, con un índice Chemical Engineering Plant Cost Index determinado (CEPCI), por lo que debe actualizarse este valor al año actual (2016).

La siguiente ecuación se refiere a la actualización de los precios a un año distinto del de referencia.

$$C_4 = C_3 \cdot \frac{I_A}{I_R}; \$$$

E. 2.5 [2]

Donde:

- C_3 : Precio del equipo de proceso ajustado por el material en el año de referencia, \$.

- C_4 : Precio del equipo actualizado al presente, \$.
- I_A : Índice CEPCI para el presente, adimensional.
- I_R : Índice CEPCI para el año de referencia, adimensional.

Debe indicarse que el índice CEPCI para el año 2016 (última actualización) vale 556,8 y que en el año 2004 este valía 444. [3]

2.2.- Coste físico de la planta

Para determinar el coste físico de la planta, se utiliza un método factorial en el que se multiplica el coste total de los equipos por ciertos factores representativos de los costes directos asociados a la instalación.

En la siguiente tabla se muestran los factores típicos para calcular de forma aproximada estos costes para procesos en los que se trabaja con fluidos y sólidos.

Tabla 2.4. Factores para la estimación de los costes directos para procesos con fluidos y sólidos. [1]

Item	Factor sobre coste total de los equipos
Instalación de equipos	0,45
Tuberías	0,45
Instrumentación	0,15
Instalación eléctrica	0,10
Edificaciones	0,10
Utilidades	0,45
Almacenamientos	0,20
Acondicionamiento del emplazamiento	0,05
Instalaciones auxiliares	0,20

Como la ubicación de la planta piloto estará en las instalaciones de una central térmica de carbón, es probable que muchos de los costes directos asociados a esta estén ya total o parcialmente

cubiertos. Sin embargo, en un estudio preliminar, se partirá de que no existen ni instalaciones auxiliares ya construidas, utilidades disponibles ni el lugar está acondicionado ya que los datos de la tabla 2.4 están referidos a la industria pesada de proceso y su desvío respecto a una planta experimental de pequeño tamaño puede ser elevado asegurando así un cálculo conservador.

Cada uno de estos costes directos se calcula como el producto entre su factor correspondiente por la suma de los costes individuales de los equipos (CTE). El coste físico de la planta será pues la suma del precio total de los equipos y todos los costes directos.

$$C_i = f_i \cdot CCE; \$ \quad \text{E. 2.6 [1]}$$

$$CFP = CTE + \sum C_i; \$ \quad \text{E. 2.7}$$

Donde:

- C_i : Coste directo i asociado a la instalación de la planta, \$.
- f_i : Factor del coste directo i sobre el coste total de los equipos, adimensional.
- CTE: Coste total de los equipos, \$.
- CFP: Coste físico de la planta, \$.

2.3.- Coste de capital físico e inversión total

Al coste físico de la planta deben añadirse una serie de costes indirectos, también calculados por factores sobre este, para así poder obtener todo el coste de capital físico.

Tabla 2.5. Factores para la estimación de los costes indirectos para procesos con fluidos y sólidos. [1]

Item	Factor sobre coste físico de la planta
Diseño e ingeniería	0,25
Honorarios del contratista	0,05
Contingencias	0,10

El método de cálculo es análogo al del coste físico de la planta.

$$C_i = f_i \cdot CFP; \$$$

E. 2.8 [1]

$$CCF = CFP + \sum C_i; \$$$

E. 2.9

Donde:

- C_i : Coste indirecto asociado a la instalación de la planta, \$.
- f_i : Factor del coste indirecto i sobre el coste físico de la planta, adimensional.
- CFP: Coste físico de la planta, \$.
- CCF: Coste de capital físico, \$.

Por último, para determinar la inversión total que debe hacerse, se debe estimar el capital circulante, el cual se determina como el 15% del coste de capital físico. Sumando el coste de capital físico y el capital circulante se obtiene la inversión total a realizar. [1]

$$CC = 0,15 \cdot CCF; \$$$

E. 2.10 [1]

$$I = CCF + CC; \$$$

E. 2.11 [1]

Donde:

- CC: Capital circulante, \$.
- CCF: Coste de capital fijo, \$.
- I: Inversión total, \$.

3. Resultados

3.1.- Costes individuales de equipos

E-101			E-103		
ÁREA DE INTERCAMBIO ⁽¹⁾	10,000	m ²	ÁREA DE INTERCAMBIO ⁽¹⁾	26,776	m ²
MATERIAL	Acero inoxidable		MATERIAL	Acero inoxidable	
COSTE ESCALADO SIN CORREGIR	20000,000	\$	COSTE ESCALADO SIN CORREGIR	48000,000	\$
FACTOR DE PRESIÓN	1,000	1 - 10 bar	FACTOR DE PRESIÓN	1,000	1 - 10 bar
FACTOR DE TIPO	1,000	Floating head	FACTOR DE TIPO	1,000	Floating head
COSTE ESCALADO CORREGIDO	20000,000	\$	COSTE ESCALADO CORREGIDO	48000,000	\$
ÍNDICE CEPCI EN AÑO BASE	444,000	Año 2004	ÍNDICE CEPCI EN AÑO BASE	444,000	Año 2004
ÍNDICE CEPCI EN PRESENTE	556,800	Año 2016	ÍNDICE CEPCI EN PRESENTE	556,800	Año 2016
COSTE ACTUALIZADO	25081,081	\$	COSTE ACTUALIZADO	60194,595	\$
E-104			R-101		
ÁREA DE INTERCAMBIO ⁽¹⁾	10,000	m ²	ALTURA ⁽²⁾	4,000	m
MATERIAL	Acero inoxidable		DÁMETRO ⁽¹⁾	0,5 m	
COSTE ESCALADO SIN CORREGIR	20000,000	\$	COSTE ESCALADO SIN CORREGIR	9000,000	\$
FACTOR DE PRESIÓN	1,000	1 - 10 bar	FACTOR DE PRESIÓN ⁽³⁾	1,200	10 - 20 bar
FACTOR DE TIPO	1,000	Floating head	FACTOR DE MATERIAL	2,000	S.S.
COSTE ESCALADO CORREGIDO	20000,000	\$	COSTE ESCALADO CORREGIDO	21600,000	\$
ÍNDICE CEPCI EN AÑO BASE	444,000	Año 2004	ÍNDICE CEPCI EN AÑO BASE	444,000	Año 2004
ÍNDICE CEPCI EN PRESENTE	556,800	Año 2016	ÍNDICE CEPCI EN PRESENTE	556,800	Año 2016
COSTE ACTUALIZADO	25081,081	\$	COSTE ACTUALIZADO	27087,568	\$
E-102			NOTAS		
ALTURA	3,000	m	(1) Si el tamaño característico se sale del rango se utiliza el menor de este. (2) Se aproxima la altura del reactor a 4 m, medida conservadora. (3) Se toma una presión de cálculo más elevada para compensar la restricción de temperatura.		
DÁMETRO	1 m				
COSTE ESCALADO SIN CORREGIR	9000,000	\$			
FACTOR DE PRESIÓN	1,000	1 - 5 bar			
FACTOR DE TIPO	2,000	S.S.			
COSTE ESCALADO CORREGIDO	18000,000	\$			
ÍNDICE CEPCI EN AÑO BASE	444,000	Año 2004			
ÍNDICE CEPCI EN PRESENTE	556,800	Año 2016			
COSTE ACTUALIZADO	22572,973	\$			
CÁLCULO DE COSTES INDIVIDUALES DE EQUIPOS			Metodología de cálculo en la sección 2.1.		

P-101			S-101 ⁽²⁾		
POTENCIA ⁽¹⁾	0,370	kW	CAUDAL	0,512	m³/s
POTENCIA ESTÁNDAR	7,500	kW	CAUDAL ESTÁNDAR	4,700	m³/s
COSTE ESTÁNDAR	1600,000	\$	COSTE ESTÁNDAR	7000,000	\$
EXPONENTE DE ESCALADO	0,300		EXPONENTE DE ESCALADO	0,660	
COSTE ESCALADO	648,727	\$	COSTE ESCALADO	1620,614	\$
FACTOR DE MATERIAL	1,800	AISI 316	FACTOR DE MATERIAL	2,900	AISI 316
COSTE ESCALADO CORREGIDO	1167,709	\$	COSTE ESCALADO CORREGIDO	4699,782	\$
ÍNDICE CEPPI EN AÑO BASE	444,000	Año 2004	ÍNDICE CEPPI EN AÑO BASE	444,000	Año 2004
ÍNDICE CEPPI EN PRESENTE	556,800	Año 2016	ÍNDICE CEPPI EN PRESENTE	556,800	Año 2016
COSTE ACTUALIZADO	1464,370	\$	COSTE ACTUALIZADO	5893,780	\$
C-101			C-102		
POTENCIA	44,730	kW	POTENCIA ⁽³⁾	0,432	kW
CONSTANTE DE COSTE	1920,000	\$	CONSTANTE DE COSTE	1920,000	\$
EXPONENTE DE ESCALADO	0,800		EXPONENTE DE ESCALADO	0,800	
COSTE ESCALADO	40158,765	\$	COSTE ESCALADO	981,043	\$
FACTOR DE MATERIAL	1,800	AISI 316	FACTOR DE MATERIAL	1,800	AISI 316
COSTE ESCALADO CORREGIDO	72285,777	\$	COSTE ESCALADO CORREGIDO	1765,878	\$
ÍNDICE CEPPI EN AÑO BASE	444,000	Año 2004	ÍNDICE CEPPI EN AÑO BASE	444,000	Año 2004
ÍNDICE CEPPI EN PRESENTE	556,800	Año 2016	ÍNDICE CEPPI EN PRESENTE	556,800	Año 2016
COSTE ACTUALIZADO	90650,271	\$	COSTE ACTUALIZADO	2214,507	\$
F-101			NOTAS		
POTENCIA ⁽³⁾	255,000	kW	<p>(1) Si el tamaño característico se sale del rango se utiliza el menor de este.</p> <p>(2) No se contempla en el cálculo el filtro de gases en caliente pero se espera que su impacto se diluya con el resto de decisiones conservadoras.</p> <p>(3) La potencia del compresor aquí es demasiado pequeña para entrar en el rango pero si se usa la ecuación da un valor realista por lo que se mantiene.</p>		
CONSTANTE DE COSTE	540,000	\$			
EXPONENTE DE ESCALADO	0,770				
COSTE ESCALADO	38497,249	\$			
FACTOR DE MATERIAL	2,900	AISI 316			
COSTE ESCALADO CORREGIDO	111642,023	\$			
ÍNDICE CEPPI EN AÑO BASE	444,000	Año 2004			
ÍNDICE CEPPI EN PRESENTE	556,800	Año 2016			
COSTE ACTUALIZADO	140005,131	\$			
CÁLCULO DE COSTES INDIVIDUALES DE EQUIPOS			Metodología de cálculo en la sección 2.1.		

3.2.- Desglose de costes asociados

COSTE TOTAL DE EQUIPOS (CTE)					
E-101	25081,081	\$	P-101	1464,370	\$
E-103	60194,595	\$	S-101	5893,780	\$
E-104	25081,081	\$	C-101	90650,271	\$
R-101	27087,568	\$	C-102	2214,507	\$
E-102	22572,973	\$	F-101	140005,131	\$
COSTE TOTAL DE EQUIPOS	400245,357	\$			
COSTE FÍSICO DE LA PLANTA (CFP)					
COSTE TOTAL DE EQUIPOS	400245,357	\$	FACTOR	1,00	Sobre CTE
INSTALACIÓN DE EQUIPOS	180110,411	\$	FACTOR	0,45	Sobre CTE
TUBERÍAS	180110,411	\$	FACTOR	0,45	Sobre CTE
INSTRUMENTACIÓN	60036,804	\$	FACTOR	0,15	Sobre CTE
ELECTRICIDAD	40024,536	\$	FACTOR	0,10	Sobre CTE
EDIFICACIONES	40024,536	\$	FACTOR	0,10	Sobre CTE
UTILIDADES	180110,411	\$	FACTOR	0,45	Sobre CTE
ALMACENAMIENTOS	80049,071	\$	FACTOR	0,20	Sobre CTE
ACONDICIONAMIENTO LUGAR	20012,268	\$	FACTOR	0,05	Sobre CTE
EDIFICIOS AUXILIARES	80049,071	\$	FACTOR	0,20	Sobre CTE
COSTE FÍSICO DE LA PLANTA	1260772,875	\$			
COSTE DE CAPITAL FÍSICO (CCF)					
COSTE FÍSICO DE LA PLANTA	1260772,875	\$	FACTOR	1,00	Sobre CFP
DISEÑO E INGENIERÍA	315193,219	\$	FACTOR	0,25	Sobre CFP
HONORARIOS CONTRATISTA	63038,644	\$	FACTOR	0,05	Sobre CFP
CONTINGENCIAS	126077,287	\$	FACTOR	0,10	Sobre CFP
COSTE DE CAPITAL FÍSICO	1765082,024	\$			
INVERSIÓN					
COSTE DE CAPITAL FÍSICO	1765082,024	\$	FACTOR	1,00	Sobre CCF
CAPITAL CIRCULANTE	264762,304	\$	FACTOR	0,15	Sobre CCF
INVERSIÓN	2029844,328	\$			
DESGLOSE DE COSTES			Metodología de cálculo en sección 2.2 y 2.3.		

4. Bibliografía

[1]: Sinnot, R K. Coulson and Richardson's Chemical Engineering: Chemical Engineering Design. 4ª edición. Amsterdam: Butterworth Heinemann, 2005. ISBN: 0 7506 6538 6

[2]: Perry, R H; Green, D W;. Perry's Chemical Engineer's Handbook. 7ª edición. New York: Mc Graw-Hill, 1999. ISBN: 0 07 049841 5

[3]: Current Economic Trends - March 2016, Business and Economics. Chemical Engineering, Essentials for the CPI Professional, 2014 [consulta 17/01/2017]. En: <http://www.chemengonline.com/current-economic-trends-march-2016/?printmode=1>

5. Presupuesto preliminar

Asciende la presente inversión a 2029844,328 \$, que con el tipo de cambio actual, 1 USD = 0,935578 EUR, se traduce a 1899077,70 €, **UN MILLÓN OCHOCIENTO NOVENTA Y NUEVE MIL SETENTA Y SIETE EUROS CON SETENTA CÉNTIMOS**, IVA no incluido.

Bergondo: A Coruña, 06 de febrero de 2017

El autor del proyecto,

Saúl Domínguez Negreira

DESCRIPCIÓN:

DOCUMENTO III: PLIEGO DE CONDICIONES

Elaborado por:

Saúl Domínguez Negreira

Empresa / Organismo:

Universidade de Santiago de Compostela,
Máster en Enxeñaría Química e Bioprocesos

Instalación:

Escola Técnica Superior de Enxeñaría

Localización:

Rúa Lope Gómez de Marzoa s/n, Santiago de
Compostela, Código Postal 15782, A Coruña

Revisión:	Fecha:	Descripción de la revisión:
0	18.01.2017	Edición inicial, borrador
1	27.01.2017	Edición final

ÍNDICE

1. Objeto	4
2. Pliego de condiciones generales	5
2.1.- Generalidades	5
2.2.- Contratos	6
2.2.- Seguros.....	6
2.3.- Garantías	7
2.4.- Recepción de la instalación	7
3. Pliego de condiciones facultativas	9
3.1.- Obligaciones del contratista	9
3.2.- Obligaciones de los operarios.....	9
3.3.- Medios auxiliares e impuestos	9
3.4.- Materiales	9
3.5.- Aumento o disminución de las obras del contrato	10
3.6.- Subcontratación de las obras	10
3.7.- Seguro de incendio	10
3.8.- Plazo de ejecución de las obras	11
3.9.- Gestión de traspaso	11
3.10.- Rescisión del contrato	11
3.11.- Atribuciones del director técnico.....	12
3.12.- Liquidaciones parciales.....	12
3.13.- Recepción provisional.....	12
3.14.- Liquidación de la obra	13
3.15.- Plazo de garantía	13
3.16.- Recepción definitiva	13
3.17.- Responsabilidad del contratista	14
3.18.- Seguridad y salud en el trabajo	14
3.19.- Seguridad pública	15
4. Pliego de condiciones técnicas.....	16
4.1.- Objeto	16



4.2.- Seguridad en caso de incendio en los establecimientos	16
4.2.1.- Condiciones técnicas exigibles a los materiales	16
4.2.2.- Condiciones técnicas exigibles a los elementos constructivos	17
4.3.- Instalaciones	18
4.3.1.- Instalaciones propias del edificio.....	18
4.3.2.- Instalaciones de protección contra incendios	18
4.4.- Condiciones de mantenimiento y uso	24
5. Firma	25

1. Objeto

El objeto del presente Pliego de Condiciones es la determinación de los requisitos a que se debe de ajustar la ejecución de las obras de montaje, la implantación y puesta en marcha de la “Planta Piloto de Pirólisis Rápida para la Obtención de Bio-óleo a partir de Biomasa Lignocelulósica”, cuyas características técnicas estarán especificadas en los restantes documentos que componen el presente proyecto.

2. Pliego de condiciones generales

2.1.- Generalidades

La ejecución del proyecto se encomendará a un instalador debidamente autorizado, quien acreditará tal circunstancia y será responsable, a todos los efectos, de los hechos que pudieran derivarse del incumplimiento de estas condiciones.

El replanteo de las instalaciones deberá realizarse en presencia del Director de Obra de las mismas, a quien el instalador podrá exigir el levantamiento de acta correspondiente, siendo el instalador responsable de las circunstancias que puedan derivarse.

El instalador será responsable del fiel cumplimiento de las Normas relativas a todo tipo de pruebas en dispositivos e instrumentos de control y dispondrá de los medios para que las mismas puedan realizarse en presencia de los técnicos de los Organismos Oficiales o de la Dirección de Obra.

El instalador es responsable de la ejecución de la instalación para la que haya sido contratado. No tendrá derecho a indemnización alguna por mayor precio que pudiera costar ni las erradas maniobras que se cometieran durante el montaje, siendo todas estas de su cuenta y riesgo e independientes de la Dirección Técnica.

El instalador se hace responsable del cumplimiento de la vigente normativa sobre Seguridad e Higiene, así como de las medidas complementarias que, sobre la misma, pueda introducir la Dirección Técnica, siendo responsable de los accidentes que sobrevinieran tanto al personal como a terceros, tanto durante la ejecución de los trabajos como durante las pruebas.

El instalador proporcionará por su cuenta tanto el personal auxiliar como los útiles y herramientas necesarias para la realización de las pruebas oficiales o las que la Dirección Técnica estime oportunas, corriendo por su cuenta los gastos que pudieran ocasionar dichas pruebas.

Si durante el montaje de la obra, el Director Técnico considerase necesario introducir modificaciones en el proyecto, el instalador queda obligado a realizarlas siempre y cuando el aumento o disminución en la instalación no suponga más del 25% del total contratado, abonándose o cargándose la parte que resulte con arreglo a los precios del proyecto. Si figurasen partidas de otra clase, cuyo precio unitario no figure en el proyecto, este se estipulará previamente entre el instalador y el propietario, de no

hacerse así se dejará a juicio de la Dirección Técnica.

Las dudas que pudiesen surgir sobre el proyecto y el contrato de la instalación serán resueltas por la Dirección Técnica, así como la interpretación de planos, debiendo el instalador someterse a lo que esta decida.

La Dirección Técnica podrá rechazar cualquier instalación que considere defectuosa, estando obligado el instalador a desmontarla y volver a ejecutarla sin derecho a indemnización.

Si el instalador se negase a seguir las instrucciones de la Dirección Técnica o las ejecutase a velocidad inadecuada en un plazo máximo a juicio de esta, será apercibido, y si en el plazo de 48 horas no modificase su actitud, el Director Técnico levantará acta de tal circunstancia, y si en el plazo de 72 horas el instalador persistiese, el Director Técnico levantará nueva acta, quedando a partir de ese momento, el contrato entre el propietario e instalador rescindido sin que este último tenga derecho a ninguna indemnización.

En caso de rescisión de contrato por la persistencia de las condiciones reflejadas en el presente Pliego de Condiciones, las cantidades a las que el instalador tiene derecho a percibir por las obras realizadas, la determinará el buen juicio de la Dirección Técnica.

2.2.- Contratos

Se extenderá entre el promotor e instalador, un contrato en el que se especifiquen plazos, formas de ejecución y formas de cobro, pero entendiéndose que cualquier posible contradicción entre dicho contrato y el Pliego de Condiciones, se resolverá dando absoluta prioridad al Pliego de Condiciones.

El presente Pliego de Condiciones es de obligado cumplimiento, tanto por parte de la Dirección Técnica como del instalador, así como de la propiedad, sin que ninguno de ellos pueda alegar desconocimiento del mismo.

2.2.- Seguros

Además de los seguros obligatorios, antes del comienzo de la obra y para toda la duración de esta, incluido el periodo de garantía, el instalador debe contratar una póliza a todo riesgo de la instalación



por el valor de la misma, complementada por una garantía de responsabilidad civil.

El instalador someterá a la aprobación de la Dirección Técnica el empleo de cualquier material fundamental o accesorio, sin cuya aprobación no podrá emplearse.

El instalador proporcionará a la Dirección Técnica todas aquellas muestras que le sean solicitadas para la realización de las pruebas pertinentes.

El instalador queda obligado a encargar la realización de los análisis, o ensayos indicados por la Dirección Técnica en los laboratorios que esta especifique, corriendo con el coste de los mismos el instalador, siempre que no sobrepase el 1,5% del total de presupuesto. De sobrepasarlo, la diferencia será abonada por el propietario.

Los instrumentos de protección y control, conducciones y mecanismos, y en general, aquellos elementos de los que conste la instalación, responderán a las características exigidas por sus correspondientes Reglamentos Técnicos, a Normas de Institutos y Organismos oficialmente reconocidos.

2.3.- Garantías

El instalador, por la parte que le corresponda, garantizará completamente la instalación durante un año, comprometiéndose a la reparación y/o reposición sin ningún derecho de percepción.

2.4.- Recepción de la instalación

Se considerará recibida la instalación cuando los Organismos competentes den su aprobación y la Dirección Técnica los admita.

Aunque los Organismos competentes puedan dar por aprobada la instalación, esta no se considerará recibida sin la aprobación expresa de la Dirección Técnica, quien extenderá el correspondiente certificado que será visado por el Colegio Oficial de Ingenieros Técnicos Industriales.

Una vez recibida la instalación, el instalador tendrá derecho a percibir el importe total de la misma, de la forma especificada en el contrato a que se hace referencia en el apartado 2.2, pero el propietario tendrá derecho a retener hasta un 10% durante el año de garantía y empezará a contar

hasta la fecha del visado del certificado de final de obra. Una vez transcurrido dicho plazo, y en un máximo de 10 días, el instalador deberá percibir la cantidad pendiente.

3. Pliego de condiciones facultativas

3.1.- Obligaciones del contratista

El contratista se obliga a ejecutar la obra con entera sujeción al presente proyecto y a las condiciones técnicas y económicas que se detallan en las mediciones y presupuestos generales.

Para su exacto cumplimiento se entregara al contratista una copia de todos los documentos que integran el proyecto y la contrata, así como planos de detalle y cuantas instrucciones se consideren necesarias para el desarrollo del mismo.

Si existiera alguna diferencia entre el propietario y el contratista, será resuelta por el Director Técnico.

3.2.- Obligaciones de los operarios

El contratista empleará en los trabajos a operarios de aptitud reconocida en las diversas ramas de la instalación, asegurándolos según la legislación vigente, considerando al contratista como patrono, en los casos de la aplicación de la misma.

También correrá por su cuenta el pago de las cantidades que correspondan por la aplicación de las disposiciones sobre el retiro obrero, obras y seguro de enfermedad, y todas las disposiciones de carácter oficial vigentes en el día de la fecha.

3.3.- Medios auxiliares e impuestos

Correrán por cuenta del contratista además de todos los jornales y materiales, la totalidad de los medios auxiliares empleados en el montaje, así como los impuestos y licencias necesarias.

3.4.- Materiales

Todos los materiales que se empleen en la obra serán de calidad especificada en la Memoria, y en todo caso, antes de la utilización de los mismos, merecerán la aprobación de la Dirección Técnica,



que rechazará aquellos que no la satisfagan o que no se ajusten a las condiciones en que debe de realizarse la obra.

3.5.- Aumento o disminución de las obras del contrato

El propietario de la obra, de acuerdo con la Dirección Técnica, se reserva el derecho a aumentar o eliminar el número o clase de unidades que le convenga, sin que por ello, pueda reclamar el contratista, siempre que el valor no exceda del 25% de la contrata.

El precio de las obras aumentadas o disminuidas se fijara de acuerdo con la Dirección Técnica.

El mismo criterio se aplicará al posible aumento del plazo de ejecución en el caso de que sea menor de 30 días; en caso contrario se deberá contar con la aprobación del contratista.

3.6.- Subcontratación de las obras

Salvo que el contrato disponga lo contrario, o que de su naturaleza y sus condiciones se deduzca que la obra ha de ser ejecutada directamente por el adjudicatario, podrá este concretar con terceros la realización de determinadas unidades de obra.

La celebración de los subcontratos estará sometida al cumplimiento de los siguientes requisitos:

- Que se de conocimiento por escrito a la Dirección Técnica de la Obra del subcontrato a celebrar, con indicación de las partes de obra a realizar y sus condiciones económicas, a fin de que aquella lo autorice previamente.
- Que las unidades de obra que el adjudicatario contrate con terceros, no excedan del 50% del presupuesto total.

En cualquier caso, el Contratante no quedara vinculado en absoluto ni reconocerá ninguna obligación contractual entre él y el subcontratista y cualquier subcontratación de obra no eximirá al contratista de ninguna de sus obligaciones respecto al contratante.

3.7.- Seguro de incendio

Queda obligado el contratista a asegurar las obras contra incendios, siendo el único responsable ante cualquier infortunio que pueda ocurrir.

En caso de ocurrir algún siniestro, el contratista abonará al propietario el importe íntegro de la indemnización, entendiéndose que una vez reintegrado al contratista el total del importe de las cantidades recibidas o certificadas antes del siniestro, se volverán a contar las cantidades que se entreguen al contratista a partir de esa cifra en sucesivas liquidaciones parciales.

3.8.- Plazo de ejecución de las obras

Las obras deberán comenzarse antes de que se cumplan 10 días después de la firma del contrato.

Estas deberán entregarse completamente terminadas en el plazo señalado, salvo casos de fuerza mayor, cuyo tiempo de duración se computará. El incumplimiento de este apartado le reservará al propietario el derecho de imponer al contratista una sanción equivalente al interés correspondiente del valor de la obra.

3.9.- Gestión de traspaso

El contratista no podrá traspasar sus derechos a otra persona (sin el consentimiento del propietario y de acuerdo con la Dirección Técnica) bastando su retirada de la obra (cualesquiera que sean las causas que lo produzcan) para la rescisión del contrato.

3.10.- Rescisión del contrato

El contratista no podrá rescindir el contrato si no es por una causa debidamente justificada, no pudiendo alegar ignorancia sobre precios o alzas que pudieran producirse durante el curso de las obras, pudiendo en cambio, prever estas alzas y adelantar al propietario las cantidades que de acuerdo con la Dirección Técnica de la obra se consideren para el acopio de materiales.

El propietario podrá, por su parte, exigir la rescisión del contrato cuando considere y compruebe que el contratista de la obra ejecutada y del material existente en la obra no cumple con lo debidamente estipulado.



En este caso se procederá a la tasación y abono del contratista de la obra ejecutada y del material existente, deduciendo de su valor el 20% en concepto de indemnización para resarcir de daños y perjuicios al propietario.

La tasación la verificará la Dirección Técnica y será inapelable.

3.11.- Atribuciones del director técnico

El contratista deberá someterse a sus decisiones, ejecutando sin demora las órdenes que de él reciba; podrá reconocer las obras objeto de este contrato siempre que lo estime necesario, por lo cual se facilitará el libre acceso a todos los puntos de las mismas.

3.12.- Liquidaciones parciales

Los pagos de obra se ejecutarán en virtud de las especificaciones exigidas por el Ingeniero Técnico Director, las que se presentarán por triplicado.

El pago de las cuentas derivadas de las liquidaciones parciales tendrá carácter provisional y a buena cuenta, quedando sujeto a las certificaciones y variaciones que produjese la liquidación y consiguiente cuenta final.

Estas liquidaciones serán sin incluir los materiales acopiados dejando un tanto por ciento de garantía para responder del cumplimiento del contrato, realizándolo mensualmente.

3.13.- Recepción provisional

Terminadas las obras se reconocerán por el Ingeniero Técnico Industrial Director y, de hallarse ejecutadas de acuerdo con el contrato, se procederá a recibirlas provisionalmente, extendiéndose el acta correspondiente que suscribirán el contratista, el propietario y el Ingeniero Técnico Industrial Director.

De no hallarse las obras realizadas según el contrato, se ordenará al contratista las que se deban realizar para su completa terminación y una vez, subsanados los defectos, se procederá a la recepción



provisional.

3.14.- Liquidación de la obra

Recibidas las obras provisionalmente, se procederá a su liquidación y abono; reservándose el propietario, hasta la recepción definitiva el 10% del valor de la contrata, como garantía de la bondad de la obra; esta garantía no devengará interés alguno.

El contratista tendrá 15 días para examinar la liquidación y prestarle su conformidad o hacer las consideraciones que estime oportunas, resolviéndose las diferencias que puedan existir entre el propietario y el contratista por el Director Técnico de la obra, a cuya decisión se someterán ambas partes renunciando a toda acción ante los Tribunales de Justicia.

3.15.- Plazo de garantía

A partir de la fecha en la que las obras se reciban provisionalmente, se contará el plazo de garantía que será de un año, durante el cual quedará obligado el contratista a reparar por su cuenta todos los desperfectos que se pudieran encontrar y fueran debidos a una construcción defectuosa o mala calidad de los materiales. Para responder de esta obligación, quedará retenido por el propietario el 5% de la contrata citada en el apartado anterior.

La responsabilidad que se exige al contratista mediante este apartado no exime de las que establecen las leyes generales.

3.16.- Recepción definitiva

Una vez que ha concluido el plazo de garantía, se hará un nuevo reconocimiento de las obras y, de hallarse en buen estado, se recibirán definitivamente con las formalidades de la recepción provisional.

Si cuando se realice el reconocimiento se observasen defectos de construcción y, por lo tanto no se hallasen las obras en condiciones de ser recibidas, el contratista ejecutará las que el Director Técnico considere oportunas, afín de dejarlas conforme el contrato, verificándose estas con cargo a las

finanzas, en caso de no aceptar el contratista subsanar los defectos que se le hubieran ordenado, o en caso de retrasarse en su ejecución.

Concluidas las obras ordenadas por el Director Técnico, se procederá a la recepción definitiva de las mismas alzando la responsabilidad al contratista y entregándole la cantidad que ha servido de garantía, o lo que resta de ella, si hubiese habido necesidad de realizar obras con cargo a la misma.

3.17.- Responsabilidad del contratista

El contratista será responsable del cumplimiento de cuantas disposiciones le afecten como contratista y patrono (además de todas las descritas anteriormente), emanadas del Estado o Municipio.

Así pues, debe cumplir todas las disposiciones sobre Política Urbana y demás que le sean aplicables.

Será responsable pues de los desperfectos que origine en vía pública o en parcelas colindantes, quedando obligado a repararlos a su cargo y cuenta.

3.18.- Seguridad y salud en el trabajo

El contratista está obligado al cumplimiento de las condiciones que se indican en el R.D. 1627/1997, por el que se establecen las disposiciones mínimas de seguridad y salud en las obras y cuanta normativa en esta materia es de aplicación.

Mientras que los operarios trabajen en circuitos o equipos en tensión o en su proximidad, usarán ropa sin accesorios metálicos y evitarán el uso innecesario de objetos de metal: flexómetros, reglas, mangos, útiles limpiadores, etc. que se usen no deben ser de material conductor.

Se llevarán las herramientas o equipos en bolsas y se utilizará calzado aislante, o al menos, sin herrajes o clavos en las suelas.

El personal de la contrata está obligado a usar todos los dispositivos y medios de protección personal, herramientas y prendas de seguridad exigidas para eliminar o reducir los riesgos profesionales tales como cascos, gafas, alfombras aislantes, etc. En el caso de que el personal de la contrata este expuesto a peligros irremediables, el Director Técnico podrá suspender los trabajos.

El Director Técnico podrá exigir al contratista el cese de la obra de cualquier empleado que, por imprudencia temeraria, fuera capaz de producir accidentes que hiciesen peligrar la integridad física del propio trabajador o de sus compañeros.

El Director Técnico podrá asimismo exigir al contratista en cualquier momento, antes o después de la iniciación de los trabajos que presenten la documentación acreditativa de haber formalizado los regímenes de la Seguridad Social (afiliación, accidente, enfermedad, etc.) en la forma legalmente establecida.

3.19.- Seguridad pública

El contratista deberá tomar todas las precauciones máximas en todas las operaciones y usos de equipos para proteger a las personas, animales y cosas de los peligros procedentes del trabajo, siendo de su cuenta las responsabilidades que por tales accidentes se ocasionasen.

El contratista mantendrá una póliza de seguros que proteja suficientemente a su persona y a sus empleados frente a las responsabilidades por daños, responsabilidad civil, etc. en que uno y otro pudieran incurrir para con el contratista o para terceros como consecuencia de la ejecución de los trabajos.

4. Pliego de condiciones técnicas

4.1.- Objeto

El objeto del presente Pliego de Condiciones es la determinación de los requisitos técnicos a que se deben de ajustar los materiales así como la ejecución de las obras de montaje de la instalación.

4.2.- Seguridad en caso de incendio en los establecimientos

4.2.1.- Condiciones técnicas exigibles a los materiales

Los materiales a emplear en la construcción del edificio de referencia, se clasifican a los efectos de su reacción ante el fuego, de acuerdo con el R.D. 842/2013 y la norma UNE-EN 13501-2: 2009+Al: 2010, en las clases siguientes, dispuestas por orden creciente a su grado de combustibilidad: A1, A2, B, C, D, E, F.

Las clasificación, según las características de reacción al fuego o de resistencia al fuego, de los productos de construcción que aún no ostenten el marcado CE o los elementos constructivos, así como los ensayos necesarios para ello deben realizarse por laboratorios acreditados por una entidad oficialmente reconocida conforme al Real Decreto 2200/1995 de 28 de diciembre, modificado por el Real Decreto 411/1997 de 21 de marzo.

En el momento de su presentación, los certificados de los ensayos antes citados deberán tener una antigüedad menor que 5 años cuando se refieran a reacción al fuego y menor que 10 años cuando se refieran a resistencia al fuego.

Los fabricantes de materiales que se empleen vistos o como revestimientos o acabados superficiales, deberán acreditar su grado de combustibilidad mediante los oportunos certificados de ensayo, realizados en laboratorios oficialmente homologados para poder ser empleados.

Aquellos materiales con tratamiento adecuado para mejorar su comportamiento ante el fuego (materiales ignifugados), serán clasificados por un laboratorio oficialmente homologado, fijando de un certificado el periodo de validez de la ignifugación.

Pasado el tiempo de validez de la ignifugación, el material deberá ser sustituido por otro de la misma



clase obtenida inicialmente mediante la ignifugación, o sometido a nuevo tratamiento que restituya las condiciones iniciales ignífugas.

Los materiales que sean de difícil sustitución y aquellos que vayan situados en el exterior, se considerarán con la clase que corresponda al material sin ignifugación. Si dicha ignifugación fuera permanente, podrá ser tenida en cuenta.

4.2.2.- Condiciones técnicas exigibles a los elementos constructivos

Las propiedades de resistencia al fuego de los elementos constructivos se clasifican de acuerdo con el R.D.842/2013 y la norma UNE-EN 13501-2: 2009+Al: 2010, en las clases siguientes:

- R(t): tiempo que se cumple la estabilidad al fuego o capacidad portante.
- RE(t): tiempo que se cumple la estabilidad y la integridad al paso de las llamas y gases calientes.
- REI(t): tiempo que se cumple la estabilidad, la integridad y el aislamiento térmico.

La escala de tiempo normalizada es 15,20, 30, 45, 60, 90, 120, 180 y 240 minutos.

La comprobación de dichas condiciones para cada elemento constructivo, se verificara mediante los ensayos descritos en las siguientes Normas:

- UNE-EN 1363 (Partes 1 y 2): Ensayos de resistencia al fuego.
- UNE-EN 1364 (Partes 1 a 5): Ensayos de resistencia al fuego de elementos no portantes.
- UNE-EN 1365 (Partes 1 a 6): Ensayos de resistencia al fuego de elementos portantes.
- UNE-EN 1366 (Partes 1 a 10): Ensayos de resistencia al fuego de instalaciones de servicio.
- UNE-EN 1634-1: 2010 (Partes 1 a 3): Ensayos de resistencia al fuego de puertas y elementos de cerramiento de huecos.
- UNE-EN 13381 (Partes 1 a 7): Ensayos para determinar la contribución a la resistencia al fuego de elementos estructurales.
- UNE-EN 14135:2005: Revestimientos. Determinación de la capacidad de protección contra el fuego.
- UNE-EN 15080 (Partes 2, 8, 12, 14, 17 y 19): Extensión de la aplicación de los resultados de los ensayos de resistencia al fuego.



- UNE-EN 15254 (Partes 1 a 6): Extensión de la aplicación de los resultados de los ensayos de resistencia al fuego de paredes no portantes.
- UNE-EN 15269 (Partes 1 a 10 y 20): Extensión de la aplicación de los resultados de los ensayos de resistencia al fuego de puertas y persianas.

Los fabricantes de materiales específicamente destinados a proteger o aumentar la resistencia ante el fuego de los elementos constructivos, deberán demostrar mediante certificados de ensayo las propiedades de comportamiento ante el fuego que figuren en su documentación.

Los fabricantes de otros elementos constructivos que hagan constar en la documentación técnica de los mismos su clasificación a efectos de resistencia ante el fuego, deberán justificarlo mediante los certificados de ensayo en que se basan.

La realización de dichos ensayos, deberá llevarse a cabo en laboratorios oficialmente homologados para este fin por la Administración del Estado.

4.3.- Instalaciones

4.3.1.- Instalaciones propias del edificio

Las instalaciones deberán cumplir en lo que les afecte, las especificaciones determinadas en Reglamento de Seguridad Contra Incendios en los Establecimientos Industriales.

4.3.2.- Instalaciones de protección contra incendios

La dotación y señalización de las instalaciones de protección contra incendios se ajustara a lo especificado en el RSCIEI.

El diseño, la ejecución, la puesta en funcionamiento y el mantenimiento de dichas instalaciones, así como sus materiales, componentes y equipos, deben cumplir lo establecido en el "Reglamento de Instalaciones de Protección contra Incendios", en sus disposiciones complementarias y en cualquier otra reglamentación específica que le sea de aplicación. La puesta en funcionamiento de las instalaciones requiere la presentación, ante el órgano competente de la Comunidad Autónoma, del certificado de la empresa instaladora al que se refiere el artículo 18 del citado reglamento.



4.3.2.1.- Extintores móviles

Las características, criterios de calidad y ensayos de los extintores móviles, se ajustarán a lo especificado en el REGLAMENTO DE APARATOS A PRESION del M. de I. y E., así como las siguientes normas:

- LINE EN 3-7:2004+Al: 2008: Extintores portables de incendio; Parte 1: Designación, duración de funcionamiento. Ensayos de eficacia. Hogares tipo.
- LINE EN 3-7:2004+Al: 2008: Extintores portables de incendio; Parte 2: Estanqueidad. Ensayo dieléctrico. Ensayo de asentamiento. Disposiciones especiales.
- UNE EN 3-7:2004+Al: 2008: Extintores portables de incendio; Parte 3: Construcción. Resistencia a la presión. Ensayos mecánicos.

Los extintores se clasifican en los siguientes tipos, según el agente extintor:

- Extintores de agua.
- Extintores de espuma.
- Extintores de polvo.
- Extintores de dióxido de carbono (CO₂).
- Extintores de hidrocarburos halogenados.
- Extintores específicos para fuegos de metales.

Los agentes de extinción contenidos en extintores portables cuando consistan en polvos químicos, espumas o hidrocarburos halogenados, se ajustaran a las siguientes normas UNE:

- UNE 23-601/79: Polvos químicos extintores: Generalidades.
- UNE 23-602/81: Polvo extintor: Características físicas y métodos de ensayo.

En todo caso la eficacia de cada extintor, así como su identificación, según UNE 3-7:2004+Al: 2008, estará consignada en la etiqueta del mismo.

Se consideran extintores portátiles aquellos cuya masa sea igual o inferior a 20 kg. Si dicha masa fuera superior, el extintor dispondrá de un medio de transporte sobre ruedas. Se instalará el tipo de extintor adecuado en función de las clases de fuego establecidas en la Norma UNE 23-010/76 "Clases de fuego".

En caso de utilizarse en un mismo local extintores de distintos tipos, se tendrá en cuenta la posible



incompatibilidad entre los distintos agentes extintores.

Los extintores se situarán conforme a los siguientes criterios:

- Se situarán donde exista mayor probabilidad de originarse un incendio, próximos a las salidas de los locales y siempre en lugares de fácil visibilidad y acceso.
- Su ubicación deberá señalizarse, conforme a lo establecido en la Norma UNE 23-033-81 "Protección y lucha contra incendios. Señalización".
- Los extintores portátiles se colocarán sobre soportes fijados a paramentos verticales o pilares, de forma que la parte superior del extintor quede como máximo a 1,70 m del suelo.
- Los extintores que estén sujetos a posibles daños físicos, químicos o atmosféricos deberán estar protegidos.

4.3.2.2.- Iluminación de emergencia

Alumbrado con lámpara de fluorescencia o incandescencia, diseñada para entrar en funcionamiento al producirse un fallo de alimentación en la instalación de alumbrado normal, en las zonas indicadas en el DB-SI y en el REBT. El aparato podrá ser autónomo o alimentado por puente central. Cuando sea autónomo, todos sus elementos, tales como la batería, el conjunto de mando y los dispositivos de verificación y control, estarán contenidos dentro de la luminaria o junto a ella (es decir, a menos de 1 m).

4.3.2.2.1.- Componentes

Productos constituyentes:

- Luminarias para lámparas de incandescencia o de fluorescencia.
- Lámparas de incandescencia o fluorescencia que aseguren el alumbrado de un local y/o de un difusor con la señalización asociada. En cada aparato de incandescencia existirán dos lámparas como mínimo. En el caso de luminarias de fluorescencia, un aparato podrá comprender una sola

- Lámpara de emergencia, si se dispone de varias, cada lámpara debe tener su propio dispositivo convertidor y encenderse en estado de funcionamiento de emergencia sin ayuda de cebador.
- La batería de acumuladores eléctricos o la fuente central debe alimentar las lámparas o parte de ellas. La corriente de entretenimiento de los acumuladores debe ser suficiente para mantenerlos cargados y tal que pueda ser soportada permanentemente por los acumuladores mientras que la temperatura ambiente permanezca inferior a 30°C y la tensión de alimentación este comprendida entre 0,9 y 1,1 veces su valor nominal.
- Equipos de control y unidades de mando: dispositivos de puesta en servicio, recarga y puesta en estado de reposo.

El dispositivo de puesta en estado de reposo puede estar incorporado al aparato o situado a distancia. En ambos casos, el restablecimiento de la tensión de alimentación normal debe provocar automáticamente la puesta en estado de alerta o bien poner en funcionamiento una alarma sonora.

4.3.2.2.2.- Control y aceptación

Según las indicaciones iniciales del pliego sobre el control y la aceptación de los componentes, el control que podrá llegar a realizarse sobre estos, se expone a continuación. Cuando proceda hacer ensayos para la recepción de los productos, según su utilización, estos podrán ser los que se indican, además de la comprobación de la documentación de suministro en todos los casos.

Los materiales y equipos de origen industrial deberán cumplir las condiciones funcionales y de calidad, que se fijan en las correspondientes normas y disposiciones vigentes, relativas a fabricación y control industrial. Cuando el material o el equipo llegue a la obra con certificado de origen industrial que acredite el cumplimiento de dichas condiciones, normas o disposiciones, su recepción se realizará comprobando, únicamente, sus características aparentes.

Con respecto a la luminaria: se indicarán:

- Su tensión asignada o las(s) gama(s) de tensiones.
- Su clasificación de acuerdo con las UNE correspondientes.
- Las indicaciones relativas al correcto emplazamiento de las lámparas en un lugar visible.



- La gama de temperaturas ambiente en el folleto de instrucciones proporcionado por la luminaria.
- Su flujo luminoso.

Con respecto a los equipos de control y unidades de mando:

- Los dispositivos de verificación destinados a simular el fallo de la alimentación nominal, si existen, deben estar claramente marcados.
- Las características nominales de los fusibles y/o de las lámparas testigo cuando estén equipadas con estos.
- Los equipos de control para el funcionamiento de las lámparas de alumbrado de emergencia y las unidades de mando incorporadas deben cumplir con las CEI correspondientes.

Respecto a la batería de acumuladores eléctricos o la fuente central de alimentación:

- Los aparatos autónomos deben estar claramente marcados con las indicaciones para el correcto emplazamiento de la batería, incluyendo el tipo y la tensión asignada de la misma.
- Las baterías de los aparatos autónomos deben estar marcadas, con el año y el mes o el año y la semana de fabricación, así como el método correcto a seguir para su montaje.

Respecto a la lámpara se indicará:

- La marca de origen, la potencia en vatios, la tensión de alimentación en voltios y el flujo nominal en lúmenes. Además, para las lámparas fluorescentes, se indicarán las condiciones de encendido y color aparente, el flujo nominal en lúmenes, la temperatura de color en K y el índice de rendimiento de color.

Además se tendrán en cuenta las características contempladas en las UNE correspondientes.

- El soporte.
- La fijación se realizará una vez acabado completamente el paramento que lo soporte.

4.3.2.2.3.- Ejecución

El almacenamiento en obra será en un lugar protegido de lluvias y focos húmedos, en zonas alejadas de posibles impactos. No estará en contacto con el terreno.

Una vez replanteada la situación de la luminaria y efectuada su fijación al soporte, se conectarán tanto la luminaria como sus accesorios utilizando los aislamientos correspondientes.

El instalador o ingeniero deberá marcar en el espacio reservado en la etiqueta, la fecha de puesta en servicio de la batería.

Los materiales que no se ajusten a lo especificado deberán ser retirados o, en su caso, reparada la parte de obra afectada.

Respecto a la prueba de servicio:

- La instalación cumplirá las siguientes condiciones de servicio durante 1 hora, como mínimo a partir del instante en que tenga lugar una caída al 70% de la tensión nominal.
- Proporcionará una iluminancia de 1 lx, como mínimo, en el nivel del suelo en los recorridos de evacuación, medida en el eje en pasillos y escaleras, y en todo punto cuando dichos recorridos discurran por espacios distintos a los citados.
- La iluminancia será, como mínimo, de 5 lx en los puntos en los que estén situados los equipos de las instalaciones de protección contra incendios que exijan utilización manual y en los cuadros de distribución del alumbrado.
- La uniformidad de la iluminación proporcionada en los distintos puntos de cada zona será tal que el cociente entre la iluminancia máxima y la mínima sea menor que 40.
- Los niveles de iluminación establecidos deben obtenerse considerando nulo el factor de reflexión sobre paredes y techos y contemplando un factor de mantenimiento que englobe la reducción del rendimiento ruinoso debido a la suciedad de las luminarias y al envejecimiento de las lámparas.

Controles durante la ejecución del cerco: puntos de observación.

- Unidad y frecuencia de inspección: 1 cada 400 m².
- Luminarias, lámparas y número de estas especificadas en proyecto.
- Fijaciones y conexiones.
- Se permitirán oscilaciones en la situación de las luminarias de más o menos 5 cm.

4.3.2.2.4.- Medición y abono

Unidad de equipo de alumbrado de emergencia, totalmente terminada, incluyendo las luminarias, lámparas, los equipos de control y unidades de mando, la batería de acumuladores eléctricos o la fuente central de alimentación, fijaciones, conexión con los aislamientos necesarios y pequeño material.

4.3.2.2.5.- Mantenimiento

Todos los años se limpiará la suciedad y residuos de polución preferentemente en seco, utilizando trapos o esponjas que no rayen la superficie. Para la limpieza de luminarias de aluminio anodizado se utilizarán soluciones jabonosas no alcalinas.

La reposición de las lámparas de los equipos se efectuara cuando estas almacenen su duración media mínima. Dicha reposición se efectuará preferentemente por grupos de equipos completos y áreas de iluminación.

Todas la lámparas repuestas serán de las mismas características que las reemplazadas.

Durante las fases de realización del mantenimiento, se mantendrán desconectados los interruptores automáticos de seguridad de la instalación

Las precauciones a adoptar durante la construcción de la obra serán las previstas por la Ordenanza de Seguridad e Higiene en el trabajo aprobada por O.M. de 9 de marzo de 1971 y R.D. 1627/97 de 24 de octubre.

4.4.- Condiciones de mantenimiento y uso

Todas las instalaciones y medios deberán conservarse en buen estado. En particular, los extintores móviles, deberán someterse a las operaciones de mantenimiento y control de funcionamiento exigibles, según lo que estipule el reglamento de instalación contra Incendios R.D.1942/1993

5. Firma

Bergondo: A Coruña, 06 de febrero de 2017

El autor del proyecto,

Saúl Domínguez Negreira

DESCRIPCIÓN:

DOCUMENTO IV: PLANOS

Elaborado por:

Saúl Domínguez Negreira

Empresa / Organismo:

Universidade de Santiago de Compostela,
Máster en Enxeñaría Química e Bioprocesos

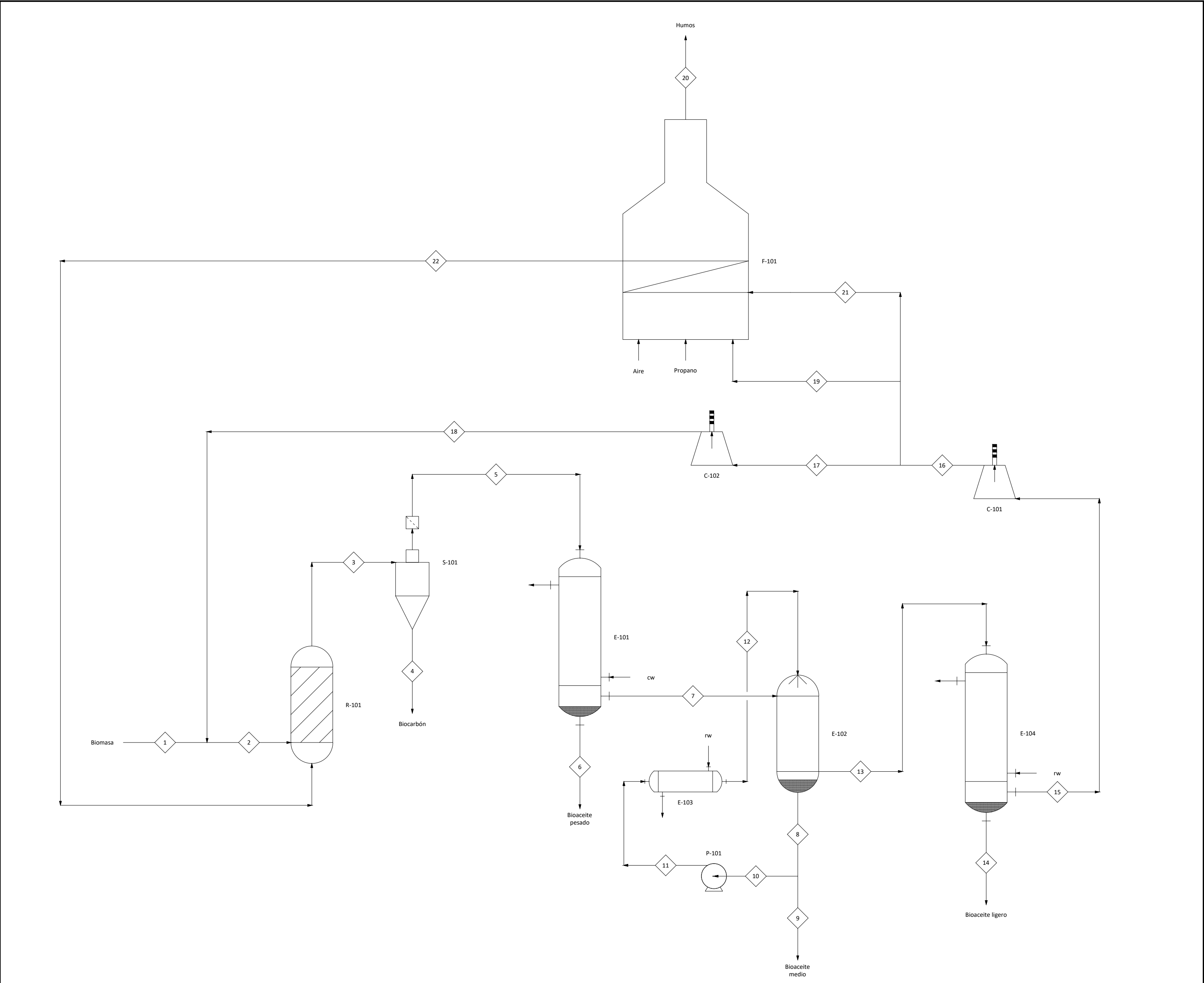
Instalación:

Escola Técnica Superior de Enxeñaría

Localización:

Rúa Lope Gómez de Marzoa s/n, Santiago de
Compostela, Código Postal 15782, A Coruña

Revisión:	Fecha:	Descripción de la revisión:
0	19.01.2017	Edición inicial, borrador
1	27.01.2017	Edición final



EQUIPOS	
P-101	Bomba centrífuga de recirculación de E-102
C-101	Compresor centrífugo de tiro del sistema
C-102	Compresor centrífugo de compresión de alimentación
S-101	Separador para eliminación total de partículas
R-101	Reactor de pirólisis con lecho de sílice fluidizado
E-101	Condensador parcial de carcasa y tubos
E-102	Condensador parcial de contacto directo, quench
E-103	Intercambiador de calor de carcasa y tubos
E-104	Condensador parcial de carcasa y tubos
F-101	Horno de calentamiento de gases de pirólisis

UTILIDADES	
Aire	Aire atmosférico, pretratado fuera del límite de batería
Propano	Propano para quemar en F-101, de fuera del límite de batería
cw	Agua de refrigeración a 30 °C
rw	Agua refrigerada a 5 °C

ENTRADAS Y SALIDAS	
Biomasa	Entrada de materia prima, biomasa lignocelulósica astillada
Bioaceite pesado	Condensado menos volátil de los gases de pirólisis
Bioaceite medio	Condensado de volatilidad media de los gases de pirólisis
Bioaceite ligero	Condensado más volátil de los gases de pirólisis
Humos	Aire, propano y no condensables de pirólisis quemados
Biocarbón	Char de la pirólisis rápida, acompañado de biomasa

NOTAS

La simbología de equipos de proceso sigue las indicaciones de: Sinnot, R. K. Coulson and Richardson's Chemical Engineering: Chemical Engineering Design. 4ª ed. Amsterdam: Butterworth Heinemann, 2005. ISBN: 0 7506 6538 6

Para más información sobre las corrientes de proceso y el diseño consultar las secciones 7, 8 y 9 de la memoria del proyecto

[illegible]

DISEÑO DE UNA PLANTA PILOTO DE PIRÓLISIS RÁPIDA PARA LA OBTENCIÓN DE BIO-ÓLEO A PARTIR DE BIOMASA LIGNOCELULÓSICA

DIAGRAMA DE FLUJO, PFD

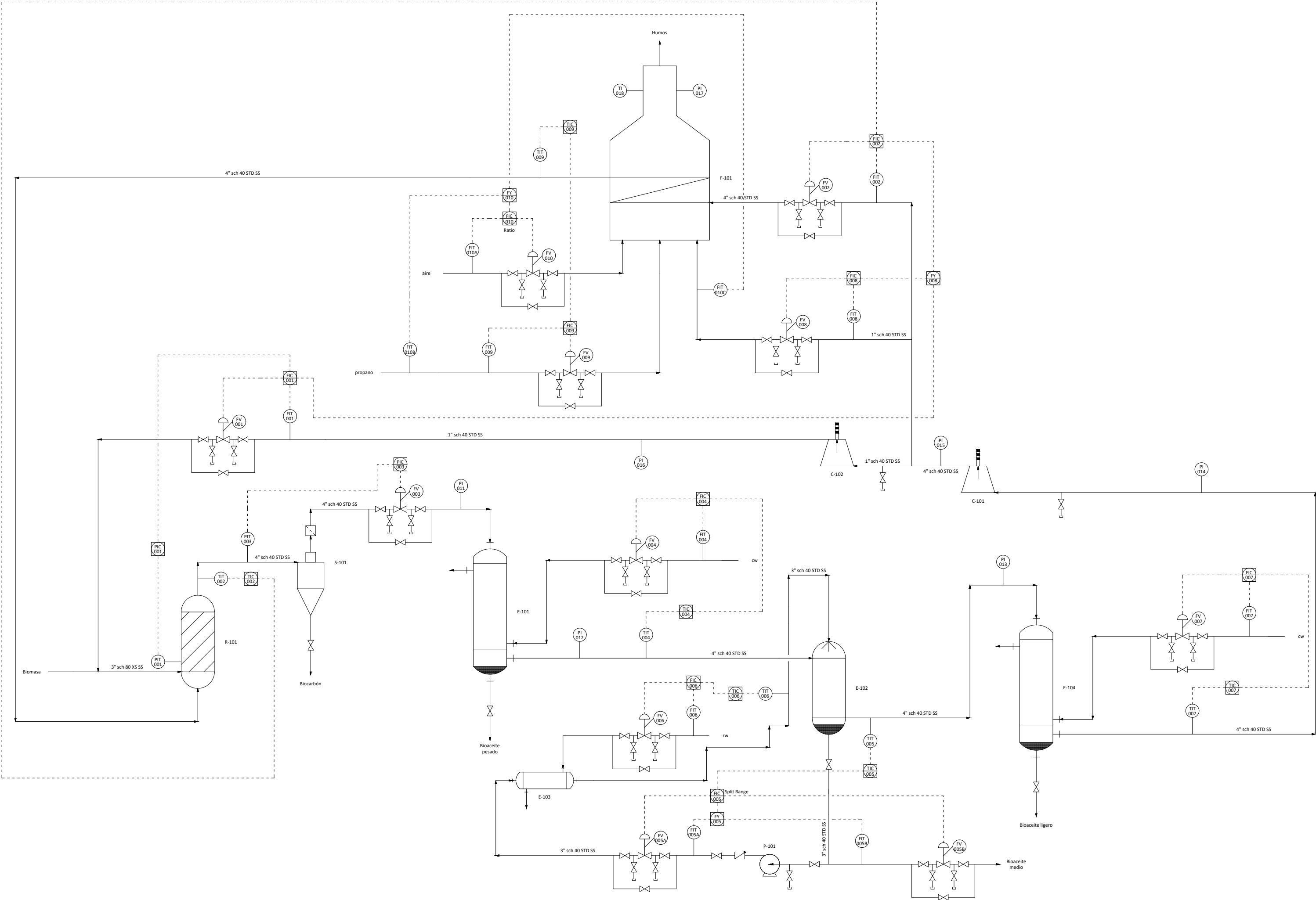
ATI SISTEMAS S.L.

AUTOR: Saúl Domínguez Negreira

FECHA: Febrero 2017

ESCALA: S/E

PLANO: 1



EQUIPOS	
P-101	Bomba centrífuga de recirculación de E-102
C-101	Compresor centrífugo de tiro del sistema
C-102	Compresor centrífugo de compresión de alimentación
S-101	Separador para eliminación total de partículas
R-101	Reactor de pirólisis con lecho de sílice fluidizado
E-101	Condensador parcial de carcasa y tubos
E-102	Condensador parcial de contacto directo, quench
E-103	Intercambiador de calor de carcasa y tubos
E-104	Condensador parcial de carcasa y tubos
F-101	Horno de calentamiento de gases de pirólisis
UTILIDADES	
Aire	Aire atmosférico, pretratado fuera del límite de batería
Propano	Propano para quemar en F-101, de fuera del límite de batería
cw	Agua de refrigeración a 30 °C
rw	Agua refrigerada a 5 °C
ENTRADAS Y SALIDAS	
Biomasa	Entrada de materia prima, biomasa lignocelulósica astillada
Bioaceite pesado	Condensado menos volátil de los gases de pirólisis
Bioaceite medio	Condensado de volatilidad media de los gases de pirólisis
Bioaceite ligero	Condensado más volátil de los gases de pirólisis
Humos	Aire, propano y no condensables de pirólisis quemados
Biocarbón	Char de la pirólisis rápida, acompañado de biomasa
INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL	
Lazo de control 001	Control de presión de la alimentación a R-101
Lazo de control 002	Control de la temperatura de operación en R-101
Lazo de control 003	Control de la presión de operación en R-101
Lazo de control 004	Control de temperatura de salida de fluido de proceso en E-101
Lazo de control 005	Control de temperatura de salida de fluido de proceso en E-102
Lazo de control 006	Control de temperatura del condensado de E-102 en E-103
Lazo de control 007	Control de temperatura de salida de fluido de proceso en E-104
Lazo de control 008	Control de quema de gases de pirólisis en F-101
Lazo de control 009	Control de temperatura de salida del fluido de proceso en F-101
Lazo de control 010	Control de la relación fuel / aire en F-101
Indicadores de presión (PI-XXX) 011 a 016	Monitorización de la presión en el circuito de proceso
Indicador de presión PI-017	Monitorización de la presión de salida de humos en F-101
Indicador de temperatura TI-018	Monitorización de la temperatura de salida de humos en F-101
NOTAS	
La simbología de instrumentación y control de este plano sigue el código ANSI/ISA-5.1-2009	
La simbología de equipos de proceso sigue las indicaciones de: Sinnott, R K. Coulson and Richardson's Chemical Engineering: Chemical Engineering Design. 4ª ed. Amsterdam: Butterworth Heinemann, 2005. ISBN: 0 7506 6538 6	
Los detalles sobre el diseño del proceso se encuentran en las secciones 7, 8 y 9 de la memoria de este proyecto	
La descripción de la instrumentación y el control del proceso está en la sección 10 de este proyecto	
DISEÑO DE UNA PLANTA PILOTO DE PIRÓLISIS RÁPIDA PARA LA OBTENCIÓN DE BIO-ÓLEO A PARTIR DE BIOMASA LIGNOCELULÓSICA	
DIAGRAMA DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN, P&ID	ATI SITEMAS S.L.
AUTOR: Saúl Domínguez Negreira	FECHA: Febrero 2017
	ESCALA: S/E
	PLANO: 2

DESCRIPCIÓN:

DOCUMENTO V: SEGURIDAD, SALUD Y
PROTECCIÓN MEDIOAMBIENTAL

Elaborado por:

Saúl Domínguez Negreira

Empresa / Organismo:

Universidade de Santiago de Compostela,
Máster en Enxeñaría Química e Bioprocesos

Instalación:

Escola Técnica Superior de Enxeñaría

Localización:

Rúa Lope Gómez de Marzoa s/n, Santiago de
Compostela, Código Postal 15782, A Coruña

Revisión:	Fecha:	Descripción de la revisión:
0	19.01.2017	Edición inicial, borrador
1	27.01.2017	Edición final

ÍNDICE

1. Prevención de riesgos laborales	3
1.1.- Objeto	3
1.2.- Legislación de seguridad aplicable	3
2. Protección medioambiental	6
2.1.- Objeto y campo de aplicación	6
2.2.- Ejecución del trabajo	6
2.2.1.- Condiciones ambientales generales	6
2.2.2.- Atmósfera	6
2.2.3.- Residuos	7
2.2.4.- Inertes	7
2.2.5.- Agua, vertidos	8
2.2.6.- Conservación y restauración ambiental	8
2.2.7.- Parque de vehículos	8
2.2.8.- Finalización de obra	9
3. Estudio de seguridad y salud	10
3.1.- Objeto	10
3.2.- Alcance	10
3.3.- Metodología	10
3.4.- Identificación de riesgos	11
3.5.- Conclusiones	12

1. Prevención de riesgos laborales

1.1.- Objeto

El presente documento tiene por objeto el precisar las normas de seguridad para la prevención de riesgos laborales y de protección medioambiental a desarrollar en cada caso para las obras contempladas en el proyecto de “Diseño de una Planta piloto de Pirólisis Rápida para la Obtención de bio-óleo a partir de Biomasa Lignocelulósica”.

1.2.- Legislación de seguridad aplicable

FECHA	ÁMBITO	TÍTULO
20/11/1992	Estatal	Real Decreto 1407/1992, de 20 de noviembre, por el que se regulan las condiciones para la comercialización y libre circulación intracomunitaria de los equipos de protección individual. Actualización del 06/03/1997.
05/11/1993	Estatal	Real Decreto 1942/1993, de 5 de noviembre, por el que se aprueba el Reglamento de instalaciones de protección contra incendios. Actualización del 22/05/2010.
03/02/1995	Estatal	Real Decreto 159/1995, de 3 de febrero, por el que se modifica el Real Decreto 1407/1992, de 20 de noviembre, por el que se regula las condiciones para la comercialización y libre circulación intracomunitaria de los equipos de protección individual.
22/03/1995	Estatal	Corrección de erratas del Real Decreto 159/1995, de 3 de febrero, por el que se modifica el Real Decreto 1407/1992, de 20 de noviembre, por el que se regulan las condiciones para la comercialización y libre circulación intracomunitaria de los equipos de protección individual.
10/11/1995	Estatal	Ley 31/1995, de Prevención de Riesgos Laborales. Actualización del 29/12/2014.
31/01/1997	Estatal	Real Decreto 39/1997, por el que se aprueba el Reglamento de los Servicios de Prevención. Actualización del 10/10/2015.
20/02/1997	Estatal	Orden de 20 de febrero de 1997 por la que se modifica el anexo del Real Decreto 159/1995, de 3 de febrero, que modificó a su vez el Real Decreto 1407/1992, de 20 de noviembre, relativo a las condiciones para la comercialización y libre circulación intracomunitaria de los equipos de protección individual. Actualización del 30/10/2015.

Saúl Domínguez Negreira; Documento V: Seguridad, salud y protección medioambiental Fecha: 06-02-2017 Pág.: 4 de 12

FECHA	ÁMBITO	TÍTULO
14/04/1997	Estatat	Real Decreto 487/1997, de 14 de abril, sobre disposiciones mínimas de seguridad y salud relativas a la manipulación manual de cargas que entrañe riesgos, en particular dorso lumbar, para los trabajadores.
14/04/1997	Estatat	Real Decreto 488/1997, de 14 de abril, sobre disposiciones mínimas de seguridad y salud relativas al trabajo con equipos que incluyen pantallas de visualización.
12/05/1997	Estatat	Real Decreto 665/1997, de 12 de mayo, sobre la protección de los trabajadores contra los riesgos relacionados con la exposición a agentes cancerígenos durante el trabajo. Actualización del 04/07/2015.
30/05/1997	Estatat	Real Decreto 773/1997, de 30 de mayo, sobre disposiciones mínimas de seguridad y salud relativas a la utilización por los trabajadores de equipos de protección individual.
18/07/1997	Estatat	Real Decreto 1215/1997, de 18 de julio, por el que se establecen las disposiciones mínimas de seguridad y salud para la utilización por los trabajadores de los equipos de trabajo. Actualización del 13/11/2004.
24/10/1997	Estatat	Real Decreto 1627/1997, de 24 de octubre, por el que se establecen disposiciones mínimas de seguridad y de salud en las obras de construcción. Actualización del 23/03/2010.
18/02/1998	Estatat	Resolución de 18 de febrero de 1998, de la Dirección General de la Inspección de Trabajo y Seguridad Social, sobre el Libro de Visitas de la Inspección de Trabajo y Seguridad Social.
16/04/1998	Estatat	Orden de 16 de abril de 1998 sobre normas de procedimiento y desarrollo del Real Decreto 1942/1993, de 5 de noviembre, por el que se aprueba el Reglamento de Instalaciones de Protección contra Incendios y se revisa el anexo I y los apéndices del mismo.
16/06/2000	Estatat	Real Decreto 1124/2000, de 16 de junio, por el que se modifica el Real Decreto 665/1997, de 12 de mayo, sobre la protección de los trabajadores contra los riesgos relacionados con la exposición a agentes cancerígenos durante el trabajo.
21/06/2001	Estatat	Real Decreto 614/2001, de 8 de junio, sobre disposiciones mínimas para la protección de la salud y seguridad de los trabajadores frente al riesgo eléctrico.
02/08/2002	Estatat	Real Decreto 842/2002, del 2 de agosto, por el que se aprueba el Reglamento Electrotécnico de Baja Tensión.

FECHA	ÁMBITO	TÍTULO
26/11/2002	Estatat	RESOLUCIÓN de 26 de noviembre de 2002, de la Subsecretaría, por la que se regula la utilización del Sistema de Declaración Electrónica de Accidentes de Trabajo (DeltU) que posibilita la transmisión por procedimiento electrónico de los nuevos modelos para la notificación de accidentes de trabajo, aprobados por la Orden TAS/2926/2002, de 19 de noviembre.
19/11/2002	Estatat	Orden TAS/2926/2002, de 19 de noviembre, por la que se establecen nuevos modelos para la notificación de los accidentes de trabajo y se posibilita su transmisión por procedimiento electrónico.
12/12/2003	Estatat	Ley 54/2003, de 12 de diciembre, de reforma del marco normativo de la prevención de riesgos laborales.
31/01/2004	Estatat	Real Decreto 171/2004, de 30 de enero, por el que se desarrolla el artículo 24 de la Ley 31/1995, de 8 de noviembre, de Prevención de Riesgos Laborales, en materia de coordinación de actividades empresariales.
03/12/2004	Estatat	Real Decreto 2267/2004, de 3 de diciembre, por el que se aprueba el Reglamento de seguridad contra incendios en los establecimientos industriales. Actualización del 22/05/2010.
28/09/2010	Estatat	Orden TIN/2504/2010, de 20 de septiembre, por la que se desarrolla el Real Decreto 39/1997, de 17 de enero, por el que se aprueba el Reglamento de los Servicios de Prevención, en lo referido a la acreditación de entidades especializadas como servicios de prevención, memoria de actividades preventivas y autorización para realizar la actividad de auditoría del sistema de prevención de las empresas.

2. Protección medioambiental

2.1.- Objeto y campo de aplicación

Este documento determina las condiciones mínimas que se deberán cumplir con la normativa medioambiental vigente para la ejecución de las obras del proyecto de “Diseño de una Planta piloto de Pirólisis Rápida para la Obtención de bio-óleo a partir de Biomasa Lignocelulósica”.

2.2.- Ejecución del trabajo

La ejecución de los trabajos deberá cumplir los requisitos medioambientales descritos a continuación.

2.2.1.- Condiciones ambientales generales

Se deberá cumplir con la normativa ambiental vigente para el ejercicio de la actividad. Asimismo, en caso de existir, se cumplirán los requisitos ambientales establecidos en los Estudios de Impacto Ambiental, Declaraciones de Impacto Ambiental o Planes de Vigilancia Ambientales.

En caso de generarse un incidente o accidente ambiental durante el servicio imputable a una mala ejecución del contratista, se deberán aplicar las medidas correctoras necesarias para restablecer el medio afectado a su situación inicial y hacerse cargo de la restauración del daño causado.

Se deberán realizar los trabajos de acuerdo con las condiciones que resulten de la evaluación ambiental emitidas por la administración competente.

2.2.2.- Atmósfera

Se deberá evitar la dispersión de material por el viento, poniendo en marcha las siguientes medidas:

- Proteger el material de construcción en los sitios de almacenamiento temporal.
- Reducir el área y tiempo de exposición de los materiales almacenados al máximo posible.
- Humedecer los materiales expuestos al arrastre del viento.

- Realizar la carga y transporte de materiales al sitio de las obras vigilando que no se generen cantidades excesivas de polvo, cubriendo las cajas de los camiones.

2.2.3.- Residuos

Se deberá implementar como primera medida una política de no generación de residuos y una política de manejo de residuos sólidos, que en orden de prioridad incluya los siguientes pasos: reducir, reutilizar, reciclar y disponer de un vertedero autorizado.

Las zonas de obras se conservarán limpias, higiénicas y sin acumulaciones de desechos o basuras y los residuos generados se depositarán en los contenedores destinados y habilitados a tal fin, evitando siempre la mezcla de residuos peligrosos entre sí o con cualquier otro tipo de residuo.

Se cumplirá para el transporte y disposición final de los residuos con la normativa establecida a tal efecto por el organismo competente en la materia.

2.2.4.- Inertes

Se deberán establecer zonas de almacenamiento y acopio de material en función de las necesidades y evolución de los trabajos en obra. Las zonas de acopio y almacenamiento se situarán siempre dentro de los límites físicos de la obra y no afectarán a vías públicas o cauces ni se situarán en zonas de pendiente moderada o alta, con una pendiente mayor del 12%; salvo necesidades del Proyecto y permiso expreso de la autoridad competente.

En el almacenamiento temporal se deberán implementar barreras provisionales alrededor del material almacenado y cubrirlo con lonas o polietileno.

Se deberán gestionar los inertes teniendo en cuenta los siguientes aspectos:

- Mínima afectación visual de las zonas de acopio y almacenamiento.
- Mínimas emisiones fugitivas de polvo en las zonas de acceso y movimiento de tierras.

El material generado por los trabajos de movimiento de tierras se colocará de manera temporal y en sitios específicos, evitando la creación de barreras físicas que impidan el libre desplazamiento de la

fauna y/o elementos que modifiquen la topografía o la hidrodinámica, así como el arrastre de sedimentos a los cuerpos de agua cercanos a la zona de la obra, deteriorando con ello su calidad.

2.2.5.- Agua, vertidos

Se deberá dar tratamiento a todos los tipos de aguas residuales que se generen durante la obra, ajustando con los límites máximos permisibles establecidos en la normativa vigente antes de verterla al cuerpo receptor.

Se controlarán los vertidos en obra. Así, en caso necesario se establecerá una zona de lavado de materiales de construcción empleados durante la Obra perfectamente delimitada y acondicionada.

2.2.6.- Conservación y restauración ambiental

Se realizarán operaciones de desbroce y retirada de terreno vegetal de la superficie exclusivamente necesaria para la obra.

Se acumularán y conservarán los suelos vegetales removidos para utilizarlos posteriormente en la recomposición de la estructura vegetal.

Se utilizarán los caminos existentes para el transporte de material, equipo y maquinaria que se use durante la preparación del sitio y construcción.

Se procederá a la limpieza inmediata y la disposición adecuada de los desechos que evite ocasionar impactos visuales negativos.

Se adaptará la realización de movimientos de tierras a la topografía natural.

2.2.7.- Parque de vehículos

Realizar el estacionamiento, lavado y mantenimiento del parque automotor en lugares adecuados para tal fin, evitando la contaminación de cuerpos de agua y suelos con residuos sólidos y aceitosos.

2.2.8.- Finalización de obra

Se deberán eliminar todos los materiales sobrantes, estructuras temporales, equipos y otros materiales extraños del sitio de las obras y se deberán dejar dichas áreas en condiciones aceptables para la operación segura y eficiente.

Se ejecutará la retirada del suelo de las zonas que hayan sido compactadas y cubiertas, para retornarlas a sus condiciones originales, considerando la limpieza del sitio.

3. Estudio de seguridad y salud

3.1.- Objeto

El presente Estudio Básico de Seguridad tiene por objeto, de acuerdo con el Real Decreto 1627/1997 del 24 de Octubre, precisar las normas de seguridad y salud aplicables a las obras contempladas en el proyecto de “Diseño de una Planta piloto de Pirólisis Rápida para la Obtención de bio-óleo a partir de Biomasa Lignocelulósica”.

Este estudio servirá de base para que el Técnico designado por la empresa adjudicataria de la obra pueda realizar el Plan de Seguridad y Salud en el Trabajo en el que se analizarán, estudiarán, desarrollarán y complementarán las previsiones contenidas en este estudio, en función de su propio sistema de ejecución de la obra, así como la propuesta de medidas alternativas de prevención, con la correspondiente justificación técnica y sin que ello implique disminución de los niveles de protección previstos y ajustándose en todo caso a lo indicado al respecto en el artículo 7 del R.D. 1627/97 sobre disposiciones mínimas de seguridad y salud en las obras de construcción.

3.2.- Alcance

El contenido del Estudio Básico de Seguridad será de aplicación a cada contratista o empresa adjudicataria para la elaboración del correspondiente Plan de Seguridad y Salud en el trabajo.

Los trabajadores de las empresas subcontratadas y trabajadores autónomos que pudiera contratar la empresa contratista principal, se considerarán a efectos de la seguridad en los trabajos como trabajadores de la empresa contratista principal y sujetos a las condiciones del Plan de Seguridad y Salud elaborado por esta.

3.3.- Metodología

A tal efecto se llevará a cabo una exhaustiva identificación de los riesgos laborales que puedan ser evitados, indicando las medidas técnicas necesarias para ello.



Del mismo modo se hará una relación de los riesgos laborales que no pueden eliminarse, especificando las medidas preventivas y protecciones técnicas tendentes a controlar y reducir dichos riesgos.

Tales riesgos irán agrupados por “Factores de Riesgo” asociados a las distintas operaciones a realizar durante la ejecución de la obra.

3.4.- Identificación de riesgos

Las diferentes tareas a realizar durante la ejecución de una obra llevan asociados una serie de riesgos ante los cuales deberán adoptarse unas medidas preventivas. En una obra relativa a un proyecto de “Diseño de una Planta piloto de Pirólisis Rápida para la Obtención de bio-óleo a partir de Biomasa Lignocelulósica” los principales factores de riesgo a describir son:

- Caídas de personas al mismo nivel a altura.
- Cortes.
- Caída de objetos.
- Desprendimientos, desplomes y derrumbes.
- Atrapamientos.
- Confinamientos.
- Condiciones ambientales dañinas.

Ante estos factores de riesgo se proponen las siguientes medidas preventivas:

- Inspección del estado del terreno.
- Utilización de los pasos y vías existentes.
- Limitación de la velocidad de los vehículos de obra.
- Delimitación de puntos peligrosos (zanjas, pozos...).
- Respeto de las zonas señalizadas y delimitadas.
- Exigencia del cumplimiento de la normativa de seguridad.
- Precaución con el transporte de materiales.

3.5.- Conclusiones

El Estudio Básico de Seguridad precisa las normas genéricas de seguridad y salud aplicables a la obra que trata el presente Proyecto. Identifica, a su vez, los riesgos inherentes a la ejecución de las mismas y contempla previsiones básicas e informaciones útiles para efectuar, en condiciones de seguridad y salud, las citadas obras.

A pesar de lo descrito con anterioridad, toda obra que se realice bajo la cobertura de este proyecto, deberá ser estudiada detenidamente para adaptar estos riesgos y normas generales a la especificidad de la misma, tanto por sus características propias como por las particularidades del terreno donde se realice, climatología, etc. Dichas especificidades deberán especificarse en el Plan de Seguridad concreto a aplicar a la obra, incluso proponiendo alternativas más seguras para la ejecución de los trabajos.

Igualmente, las directrices anteriores deberán ser contempladas por aspectos tales como:

- La propia experiencia del trabajador.
- Las instrucciones y recomendaciones que el responsable de la obra pueda dictar con el buen uso de la lógica, la razón y sobre todo su experiencia, con el fin de evitar situaciones de riesgo o peligro para la salud de las personas que llevan a cabo la ejecución de la obra.

